О. ФЛОРЕА, О. СМИГЕЛЬСКИЙ

РАСЧЕТЫ ПО ПРОЦЕССАМ И АППАРАТАМ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

O. FLOAREA, O. SMIGELSCHI

CALCULE DE OPERAȚII ȘI UTILAJE DIN INDUSTRIA CHIMICĂ

EDITURA TEHNICĂ
BUCUREȘTI 1966

О. ФЛОРЕА, О. СМИГЕЛЬСКИЙ

РАСЧЕТЫ ПО ПРОЦЕССАМ И АППАРАТАМ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Перевод с румынского *З. М. ХАИМСКОГО*

под редакцией докт. техн. наук
проф. *С. З. КАГАНА*

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»
МОСКВА 1971

УДК 66.011
Ф 73

О. Флореа, О. Смигельский. **Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии**

В книге приведены примеры расчетов основных процессов и аппаратов химической технологии.

В первой части изложены общие сведения по методике расчетов и составлению материальных балансов, во второй части рассматриваются гидродинамические процессы, в третьей — тепловые и в четвертой — массообменные процессы.

В каждой части приведены многочисленные примеры, представляющие интерес для решения практических инженерных задач, связанных с проектированием и расчетами основных процессов и аппаратов различных химических производств. В книгу включены также комплексные задачи, решаемые последовательно в нескольких главах, и приведен справочный материал, необходимый для решения примеров.

Книга предназначена для инженеров-проектировщиков и производственников, работающих в химической и других (например, нефтехимической, пищевой и металлургической) отраслях промышленности. Она может быть использована в качестве учебного пособия студентами при изучении курса процессов и аппаратов химической технологии.

В книге содержится 169 рис., 44 таблицы и около 100 библиографических ссылок.

3-14-2
123-71

О. Флореа, О. Смигельский

Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии

Издательство «Химия», М., 1971 г.
448 с.

Редакторы *И. В. Лебедева, Р. Е. Миневич, Л. М. Сафонов, Р. М. Степанова*
Технический редактор *В. В. Коган*
Художник *Ю. М. Сигов*
Корректоры *Т. Р. Киприянова, З. И. Невская*

Подписано к печати 24/V 1971 г. Формат бумаги 60×90¹/₁₆.
Печ. л. 28. Уч.-изд. л. 31,48. Тираж 17 900 экз.
Типогр. бум. № 2. Цена 2 р. 38 к. Тем. план 1971 г., № 123. Заказ № 976.

Ордена Трудового Красного Знамени
Ленинградская типография № 2 имени Евгении Соколовой
Главполиграфпрома Комитета по печати при Совете Министров СССР.
Измайловский проспект, 29.

СОДЕРЖАНИЕ

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ

ДИФФУЗИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ

ПРЕДИСЛОВИЕ РЕДАКТОРА

Без знания типовых методов расчета невозможно глубокое изучение учебной дисциплины «Основные процессы и аппараты химической технологии». Применение теоретических знаний для решения примеров и задач помогает приобрести навыки в расчетах, необходимые специалисту при проектировании и эксплуатации химических производств.

К сожалению, учебные пособия по расчетам основных процессов и аппаратов химической технологии малочисленны. Среди них можно отметить получившую широкую известность в СССР и за рубежом книгу К. Ф. Павлова, П. Г. Романкова и А. А. Носкова «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии», отражающую многолетний опыт преподавания этой ведущей общеинженерной дисциплины в отечественных химико-технологических вузах. Задачи дальнейшего развития химической промышленности, связанного с интенсификацией и автоматизацией производств, освоением новой техники, созданием крупных и экономичных аппаратурных агрегатов, требуют увеличения выпуска литературы, способствующей углубленному изучению расчетной части курса «Процессы и аппараты».

Поэтому представляется полезным издание перевода на русский язык книги О. Флореа и О. Смигельского «Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии», изданной в Румынской Социалистической республике в 1966 г. под редакцией чл.-корр. АН РСР Эм. А. Брату.

Книга предназначена авторами в качестве пособия по расчетам процессов и аппаратов не только для студентов, но и для инженеров химиков-технологов. Вследствие этого в книгу включены расчеты, которые по объему и содержанию выходят за рамки семинарских занятий и могут быть использованы студентами при курсовом и дипломном проектировании.

В первой части книги содержатся краткие общие сведения по графической обработке и корреляционному анализу экспериментальных данных, построению номограмм и приближенным решениям уравнений. Помимо типовых примеров приведены решения

задач несколькими методами или с использованием различных расчетных формул и сравнительных оценок получаемых результатов. В книге имеются также комплексные задачи, последовательно решаемые в нескольких главах. При решении задач авторы довольно широко используют работы советских ученых в области процессов и аппаратов химической технологии. Достоинство книги заключается, кроме того, в том, что решения задач выполнены в Международной системе единиц (СИ), принятой в СССР как предпочтительная во всех областях науки, техники и народного хозяйства, а также при преподавании.

Таковы особенности книги О. Флореа и О. Смигельского, отличающие ее в научно-техническом и методическом отношении. Вместе с тем в книге отсутствуют разделы, посвященные массообменным процессам с участием твердой фазы (сушка, адсорбция, экстракция из пористых твердых тел), а также механическим процессам. Нельзя во всем согласиться с авторами в отборе расчетных зависимостей, используемых в задачах и примерах, а также в трактовке отдельных вопросов и оценке некоторых результатов расчета. В книге не затронуты вопросы структуры потоков и распределения времени пребывания в химических аппаратах, влияния продольного перемешивания на массообмен и др., необходимость освещения которых в пособиях по расчету современных процессов и аппаратов не вызывает сомнений.

В процессе перевода книги пришлось устранить ряд вкравшихся неточностей, опечаток, а также пересчитать некоторые примеры. Кроме того, были изменены многие обозначения величин, отличающиеся от общепринятых в отечественной технической литературе. Ответы на задачи для самостоятельного решения (приведенные в конце книги) не проверялись.

При редактировании книги мы сочли возможным опустить некоторые ссылки на иностранные литературные источники, малодоступные для советского читателя, и дополнить список литературы книгами на русском языке, широко используемыми при расчетах процессов и аппаратов.

В редактировании книги принял участие И. А. Гильденблат, которому считаю своим долгом выразить глубокую благодарность.

С. З. Каган

ПРЕДИСЛОВИЕ АВТОРОВ

Значение упражнений для закрепления и углубления знаний, полученных при изучении любой дисциплины, не подлежит сомнению. Основная цель данной книги заключается в том, чтобы ускорить закрепление теоретических знаний и способствовать формированию у читателя инженерного образа мыслей, который поможет ему легче приспосабливаться к постоянно возрастающим требованиям развивающейся химической промышленности.

Поэтому были выбраны методы расчета, которые имеют наиболее общее значение и могут быть использованы для решения типовых задач по процессам и аппаратам химической технологии.

В книге представлены решения задач, проведенные различными методами, и дано сравнение полученных результатов. Это должно способствовать развитию у читателя инженерного подхода к решению задач и умению ориентироваться в выборе наиболее подходящего метода расчета.

Подбор и расположение материала в книге таковы, что в ней последовательно рассмотрены основные типовые процессы химической технологии (гидродинамические, тепловые и массообменные), причем основное внимание уделено течению жидкостей, теплопередаче и расчету теплообменников, основам массопередачи в системах газ — жидкость, пар — жидкость и жидкость — жидкость. Специальная глава посвящена аппаратам колонного типа ввиду их широкого распространения в химической промышленности. В книгу включены также главы, имеющие общее значение для расчета различных процессов. В них рассматриваются некоторые математические методы, используемые в технико-химических расчетах, способы составления материальных балансов и ведения процесса в стационарном и нестационарном режимах.

Вводная часть каждой главы, содержащая изложение и обоснование методов расчета и расчетных формул, не может заменить соответствующего раздела основного курса процессов и аппаратов. Поэтому авторы рекомендуют предварительно изучить имеющуюся специальную литературу (учебники или монографии), что облегчит читателю не только понимание методов расчета, но и прочное их усвоение.

Авторы считают себя обязанными выразить благодарность всем, кто своими замечаниями или советами способствовали успешному завершению данной работы. Особую признательность авторы выражают профессору, доктору наук Эм. А. Брату за постоянную поддержку и руководство.

Авторы

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ

ТЕХНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ И МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Глава I

ОСНОВЫ ТЕХНИЧЕСКИХ РАСЧЕТОВ

ПОСТРОЕНИЕ ГРАФИКОВ. КОРРЕЛЯЦИОННЫЙ АНАЛИЗ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ

При экспериментальном исследовании того или иного процесса обычно получают некоторые численные результаты, по которым можно установить закон, связывающий исследуемые переменные. Если целью опыта является получение результатов, действительных только для данного случая (например, при калибровке измерительного прибора), то можно ограничиться представлением зависимости между исследуемыми переменными в виде таблицы или, что еще лучше, в виде графика. Когда же целью исследования является обобщение результатов опыта, то обычно экспериментальные данные математически обрабатывают для получения аналитического выражения искомого закона. Иногда и в первом случае целесообразнее получить эмпирическую формулу, которой удобнее пользоваться, чем графиками.

В зависимости от цели и требуемой точности для математической обработки экспериментальных данных можно использовать графические или статистические методы.

Типы функций, используемых при описании химико-технологических процессов

В табл. I-1 графически представлены некоторые типы функций, наиболее часто встречающиеся при расчетах химической аппаратуры. Для каждого семейства кривых дано исходное уравнение, метод его линеаризации и уравнение, полученное после линеаризации. Число типов функций, с которыми приходится сталкиваться при описании процессов, намного больше, но с помощью различных методов замены переменных можно придти к функциям, приведенным в табл. I-1.

Построение графиков

Построение графика состоит из следующих основных этапов:

выбор масштаба шкал. При выборе масштаба (длины, соответствующей единице измерения изображаемой величины)

Таблица I-1. **Некоторые типы функций, наиболее часто встречающиеся при расчетах химической аппаратуры**

Форма кривой	Уравнение	Метод линеаризации	Уравнение, полученное при линеаризации
	I $y = ax^b$ (график дан для $a = \text{const}$)	$X = \lg x$ $Y = \lg y$	$Y = \lg a + bX$
	II $y = ae^{bx}$ (график дан для $a = \text{const}$)	$Y = \lg y$	$Y = \lg a + bx \lg e$
	III $y = \dfrac{x}{a + bx}$	$Y = \dfrac{1}{y}$ $X = \dfrac{1}{x}$	$Y = aX + b$
	IV $y = c + ax^b$	Если b известно: $X = x^b$	$Y = c + aX$
		Если b неизвестно: $X = \lg x$ $Y = \lg (y - c)$	$Y = \lg a + bX$

учитываются точность отсчета и удобство нанесения делений. Масштабы выбирают так, чтобы значения величин, наносимых на шкалу, выражались круглыми числами, а наклон полученной кривой составлял приблизительно 45°;

нанесение делений на оси. На координатные оси наносят только такие деления, которые соответствуют целым значениям изображаемых величин;

нанесение точек, полученных при проведении опытов;

проведение плавной кривой через полученные точки. Если не все точки укладываются на кривую, последнюю проводят между ними.

Определение коэффициентов эмпирических формул

Для определения коэффициентов эмпирических уравнений можно использовать графический метод, метод средних или метод наименьших квадратов. Как графический, так и аналитические методы требуют линеаризации кривых, полученных при графическом изображении экспериментальных данных.

Графический метод. С помощью соответствующей замены переменных линеаризуют функциональную зависимость и получают линейную функцию вида

$$Y = A + BX \qquad (I.1)$$

Эта функция изображается на графике прямой. Метод графического определения постоянных A и B понятен из рис. I-1. Обратный переход к исходной функциональной зависимости осуществляют с учетом использованного метода линеаризации.

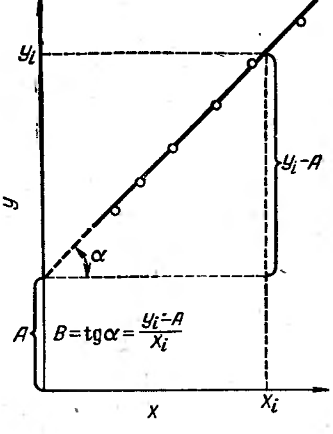
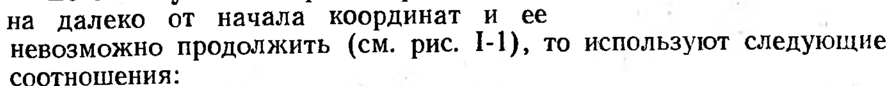


Рис. I-1. Графическое определение коэффициентов эмпирических формул.

Если полученная прямая расположена далеко от начала координат и ее невозможно продолжить (см. рис. I-1), то используют следующие соотношения:



$$A = \frac{Y_1X_2 - Y_2X_1}{X_2 - X_1} \qquad (I.2)$$

$$B = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} \qquad (I.3)$$

где Y_1, X_1 и Y_2, X_2 — численные значения координат двух произвольных точек полученной прямой.

Метод средних. В линеаризованное уравнение (I. 1) подставляют экспериментальные значения X_i и Y_i, при этом получают ряд уравнений вида $Y_i = A + BX_i$, число которых n равно числу

экспериментальных точек. Эти уравнения разделяют на две приблизительно равные группы и складывают почленно уравнения каждой группы. Пусть в первой группе будет k уравнений, а во второй $(n-k)$ уравнений. В результате получаем следующую систему уравнений:

$$\sum_{1}^{k} Y_i = kA + B\sum_{1}^{k} X_i$$

$$\sum_{k+1}^{n} Y_i = (n-k)\,A + B\sum_{k+1}^{n} X_i \qquad (I.\,4)$$

Из данной системы уравнений определяют постоянные A и B.

Метод наименьших квадратов. В его основу положено условие минимальности отклонений суммы квадратов экспериментально найденных величин от расчетных:

$$\sum_{i=1}^{n} (Y_i - A - BX_i)^2 = \min \qquad (I.\,5)$$

Следовательно, частные производные по A и по B должны быть равны нулю:

$$\frac{\partial}{\partial A}\sum (Y_i - A - BX_i)^2 = \sum 2\,(Y_i - A - BX_i)\,(-1) = 0 \qquad (I.\,6)$$

$$\frac{\partial}{\partial B}\sum (Y_i - A - BX_i)^2 = \sum 2\,(Y_i - A - BX_i)\,(-X_i) = 0 \qquad (I.\,7)$$

Таким образом получают систему уравнений

$$\sum Y_i = nA + B\sum X_i \qquad (I.\,8)$$

$$\sum X_i Y_i = A\sum X_i + B\sum X_i^2 \qquad (I.\,9)$$

из которых находят значения A и B.

Таблица I-2. **Значение перепадов давления в функции от скорости воздуха**

Экспериментальные значения величин				Вычисленные значения величин по			
				уравнению (I.13)		уравнению (I.14)	
Δp	w_0	$\lg w_0$	$\lg \Delta p$	$\Delta p_{гр}$	Δ, %	$\Delta p_{ср}$	Δ, %
3,0	5,01	0,6998	0,4771	3,02	+0,7	3,05	+1,7
6,0	7,10	0,8513	0,7781	6,17	+2,8	6,12	+2,0
10,0	9,10	0,9590	1,0000	10,24	+2,4	10,05	+0,5
15,0	11,10	1,0453	1,1761	15,39	+2,6	14,94	−0,4
24,5	14,20	1,1523	1,3892	25,45	+3,9	24,45	−0,2
34,5	17,00	1,2304	1,5378	36,76	+6,6	35,08	+1,7
46,0	19,20	1,2833	1,6627	47,16	+2,5	44,75	−2,7
60,0	22,30	1,3483	1,7781	63,21	+5,4	60,37	+0,6
75,3	24,80	1,3945	1,8768	79,61	+5,7	74,68	−0,8
98,0	28,60	1,4563	1,9912	106,42	+8,6	99,32	+1,3

Метод наименьших квадратов представляет собой наиболее точный метод определения коэффициентов эмпирических формул.

Пример I. 1. В результате опытов получены значения перепадов давления Δp (в *кгс/м²*) в функции от скорости воздуха w_0 (в *м/сек*) в отверстиях ситчатой тарелки, которые приведены в левой части табл. I-2.

Найти зависимость перепада давления (потери напора) Δp от скорости воздуха w_0.

Решение. По экспериментальным данным строим график, представленный на рис. I-2. Из сравнения полученной кривой с кривыми, приведенными в табл. I-1, видно, что ее можно аппроксимировать уравнением I, т. е. зависимость потери напора от скорости газа описывается уравнением вида

$$\Delta p = a w_0^b \qquad (I.\,10)$$

Обозначим $\Delta p = y$ и $w_0 = x$; путем логарифмирования линеаризуем уравнение (I. 10):

$$\lg y = \lg a + b \lg x \qquad (I.\,11)$$

или

$$Y = A + BX \qquad (I.\,12)$$

где $Y = \lg y = \lg \Delta p$; $X = \lg x = \lg w_0$; $A = \lg a$; $B = b$.

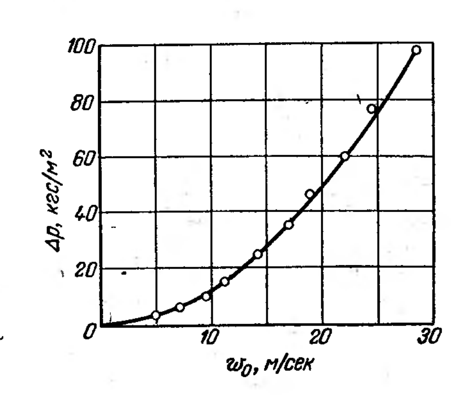


Рис. I-2. Зависимость перепада давления Δp от скорости воздуха w_0 [уравнение (I. 10)] в обычных координатах.

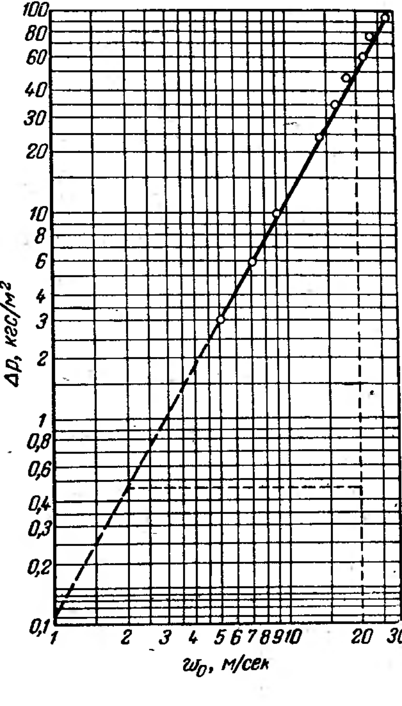


Рис. I-3. Зависимость перепада давления Δp от скорости воздуха w_0 [уравнение (I. 10)] в логарифмических координатах.

В соответствии с уравнением (I. 12), полученные экспериментальные данные изобразятся в логарифмических координатах в виде прямой. Действительно, как видно из рис. I-3, в логарифмических координатах экспериментальные точки укладываются на прямую.

Постоянные a и b определяем графическим методом и методом средних.

Графический метод. Продолжив на рис. I-3 экспериментальную прямую до пересечения с осью ординат, получим при $X = 0$ значение $a = 0{,}112$.

Постоянную b (угловой коэффициент прямой) находим построением, показанным на рис. I-3 пунктирными линиями:

$$b = \frac{\lg 50 - \lg 0{,}48}{\lg 20 - \lg 2} = 2{,}045$$

Таким образом, при использовании графического метода получаем следующее уравнение:

$$\Delta p_{\text{гр}} = 0{,}112\, w_0^{2{,}045} \qquad (I.13)$$

Метод средних. Подставив в уравнение (I.12) значения величин, соответствующих экспериментальным данным по табл. I-2, получим следующие уравнения:

$$0{,}4771 = A + 0{,}6998B \qquad 1{,}5378 = A + 1{,}2304B$$
$$0{,}7781 = A + 0{,}8512B \qquad 1{,}6627 = A + 1{,}2833B$$
$$1{,}0000 = A + 0{,}9590B \qquad 1{,}7781 = A + 1{,}3483B$$
$$1{,}1760 = A + 1{,}0453B \qquad 1{,}8767 = A + 1{,}3944B$$
$$1{,}3891 = A + 1{,}1522B \qquad 1{,}9912 = A + 1{,}4563B$$

Разделив эти уравнения на две группы и сложив уравнения каждой группы, составляем систему уравнений:

$$5A + 4{,}7075B = 4{,}8203$$
$$5A + 6{,}7127B = 8{,}8465$$

Решая ее, получаем:

$$B = b = 2$$
$$A = \lg a = -0{,}9158 = \bar{1}{,}0842; \quad a = 0{,}1214$$

Подставив эти значения в уравнение (I.10), найдем выражение для определения потери напора в отверстиях ситчатой тарелки в зависимости от скорости воздуха в отверстиях:

$$\Delta p_{\text{ср}} = 0{,}1214\, w_0^2 \qquad (I.14)$$

В правой части табл. I-2 приведены значения Δp, полученные при использовании уравнений (I.13) и (I.14), а также отклонения Δ расчетных значений величин в % от их значений, определенных экспериментально. Как видно из таблицы, уравнение (I.14), полученное методом средних, дает значительно более близкие к экспериментальным данным результаты.

Таблица I-3. **Результаты опытов по растворению соли в сосуде с мешалкой**

Экспериментальные значения величин			Вычисленные значения величин по уравнению (I.18)		Вычисленные значения величин по уравнению (I.19)	
y	x	$\lg y$	$y_{\text{гр}}$	Δ, %	$y_{\text{ср}}$	Δ, %
1,78	1	0,250	1,76	−1	1,81	+1,5
2,24	2	0,350	2,21	−1	2,27	+1
2,74	3	0,438	2,78	+1,5	2,83	+3
3,74	4	0,573	3,49	−6,7	3,54	−5,5
4,45	5	0,648	4,39	−1,5	4,43	−0,45
5,31	6	0,725	5,51	+4	5,54	+4,5
6,92	7	0,840	6,92	0	6,93	0
8,85	8	0,947	8,90	+0,5	8,67	−2
10,97	9	1,040	10,92	−0,5	10,84	−1

Пример I.2. В табл. I-3 приведены результаты опытов по растворению соли в сосуде с мешалкой, причем y — концентрация соли в растворе, %, а x — время растворения, *мин*.

Найти эмпирическое уравнение, выражающее зависимость между величинами x и y.

Решение. Экспериментальные данные представлены на рис. I-4.

Из сравнения полученной кривой с кривыми, приведенными в табл. I-1, видно, что экспериментальную кривую можно аппроксимировать уравнением II:

$$y = ae^{bx} \qquad (I.15)$$

Уравнение (I.15) после логарифмирования превращается в линейное уравнение

$$\lg y = \lg a + bx \lg e \qquad (I.16)$$

или в более общем виде

$$Y = A + Bx \qquad (I.17)$$

где $Y = \lg y$; $A = \lg a$; $B = \lg e$.

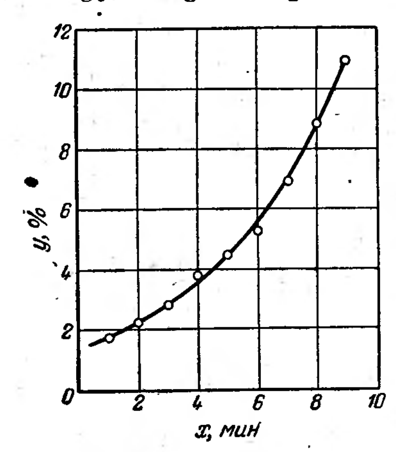


Рис. I-4. Графическое изображение экспериментальных данных табл. I-3.

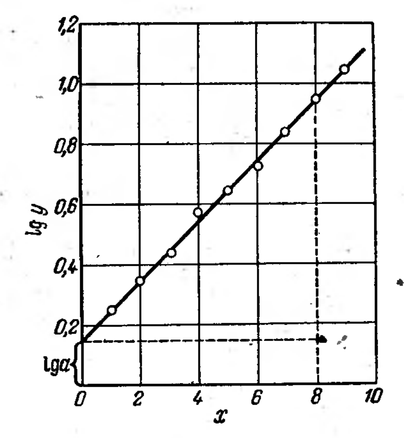


Рис. I-5. Линеаризованный график уравнений (I.16), полученный на основании экспериментальных данных табл. I-3.

В полулогарифмических координатах уравнение (I.16) изображается прямой. Действительно, полученные экспериментальные значения величин на графике, построенном в полулогарифмических координатах, укладываются на прямую (рис. I-5); это указывает на то, что уравнение (I.15) было выбрано правильно.

Из рис. I-5 получаем следующие значения постоянных a и b:

$$A = \lg a = 0{,}147; \quad a = 1{,}403$$
$$B = \frac{\lg 8{,}7 - \lg 1{,}403}{8} = \frac{0{,}940 - 0{,}147}{8} = 0{,}0991$$
$$B = b \lg e$$
$$B = \frac{0{,}0991}{\lg e} = \frac{0{,}0991}{0{,}4343} = 0{,}228$$

Подставив эти значения в уравнение (I.15), получим следующую эмпирическую формулу:

$$y = 1{,}403e^{0{,}288x} \qquad (I.\ 18)$$

Для определения постоянных a и b методом средних напишем уравнения, соответствующие функции (I.17):

$$0{,}259 = A + B \qquad 0{,}725 = A + 6B$$
$$0{,}350 = A + 2B \qquad 0{,}840 = A + 7B$$
$$0{,}438 = A + 3B \qquad 0{,}947 = A + 8B$$
$$0{,}573 = A + 4B \qquad 1{,}040 = A + 9B$$
$$0{,}648 = A + 5B$$

Сложив первые пять и последние четыре уравнения, получим систему:

$$2{,}259 = 5A + 15B$$
$$3{,}552 = 4A + 30B$$

Решая ее, находим следующие значения постоянных:

$$B = 0{,}097$$

$$b = \frac{B}{\lg e} = \frac{0{,}097}{0{,}4343} = 0{,}2235$$

$$A = \lg a = 0{,}161; \quad a = 1{,}45$$

Таким образом, при помощи метода средних получаем следующую эмпирическую формулу:

$$y = 1{,}45e^{0{,}2235x} \qquad (I.\ 19)$$

В четвертом и шестом столбцах табл. I-3 приведены расчетные значения концентрации соли в растворе $y_{гр}$ и $y_{ср}$, вычисленные по формулам (I.18) и (I.19).

Пример I. 3. При проведении опытов по фильтрованию суспензии при постоянном перепаде давления на фильтре были получены результаты, приведенные в табл. I-4.

Таблица I-4. **Результаты опытов по фильтрованию суспензии при постоянном перепаде давлений на фильтре**

Экспериментальные значения величин				Значения величин, рассчитанные по уравнению (I.22)			
τ, мин	V, см³	τ/V	V^2	aV	bV^2	τ, мин	$\Delta\tau$, %
1,40	50	$2{,}8 \cdot 10^{-2}$	$2{,}5 \cdot 10^3$	0,5	0,9	1,40	0
4,60	100	$4{,}6 \cdot 10^{-2}$	$1 \cdot 10^4$	1	3,6	4,60	0
9,75	150	$6{,}5 \cdot 10^{-2}$	$2{,}25 \cdot 10^4$	1,5	8,1	9,60	−1,5
12,60	175	$7{,}2 \cdot 10^{-2}$	$3{,}06 \cdot 10^4$	1,75	11,0	12,75	+1,5
16,60	200	$8{,}3 \cdot 10^{-2}$	$4{,}00 \cdot 10^4$	2,0	14,40	16,40	−1,2
20,30	225	$9 \cdot 10^{-2}$	$5{,}06 \cdot 10^4$	2,25	18,20	20,45	+0,75
25,0	250	$10 \cdot 10^{-2}$	$6{,}25 \cdot 10^4$	2,50	22,50	25,00	0
30,2	275	$11 \cdot 10^{-2}$	$7{,}56 \cdot 10^4$	2,75	27,30	30,05	−0,5

Уравнение фильтрования при постоянном перепаде давления имеет вид:

$$\tau = aV + bV^2$$

где τ — время фильтрования, *мин*; V — объем фильтрата, *см³*.

Определить константы a и b.

Решение. Общий вид уравнения фильтрования известен:

$$\tau = aV + bV^2 \qquad (I.\ 20)$$

Поэтому отпадает необходимость в построении графика для определения типа искомой функции.

Решение задачи заключается в линеаризации уравнения (I. 20), графическом изображении полученного линейного уравнения и определении из графика постоянных a и b.

Для линеаризации уравнения (I.20) разделим обе его части на V, при этом получим уравнение:

$$\frac{\tau}{V} = a + bV \qquad (I.\ 21)$$

Уравнение (I.21) в координатах τ/V — V изображается прямой. Действительно, если нанести на график экспериментальные данные, то, как видно из рис. I-6, получим прямую линию. Из рис. I-6 находим следующие значения постоянных a и b:

$$a = 1 \cdot 10^{-2}\ мин \cdot см^{-3}$$

$$b = \frac{10 \cdot 10^{-2} - 1 \cdot 10^{-2}}{250} = 3{,}6 \cdot 10^{-4}\ мин \cdot см^{-6}$$

Следовательно, для данной суспензии при условиях опыта уравнение фильтрования имеет вид:

$$\tau = 1 \cdot 10^{-2}V - 3{,}6 \cdot 10^{-4}V^2 \qquad (I.\ 22)$$

В табл. I-4, кроме экспериментально найденных значений времени фильтрования, приведены значения τ, вычисленные с помощью уравнения (I. 22). Разумеется, методом средних можно было бы получить более точное уравнение, однако в данном случае в такой точности нет надобности.

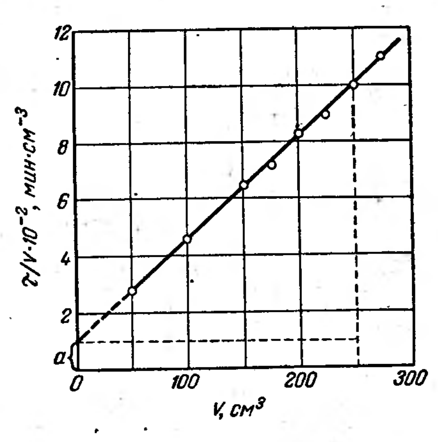


Рис. I-6. График уравнения (I. 21).

Пример I. 4. В столбцах 1 и 2 табл. I-5 приведены равновесные концентрации бензола в жидкости (x) и в паре (y) для системы бензол — толуол (в мольных долях).

Найти эмпирическую формулу для определения равновесного состава паровой фазы в зависимости от состава жидкой фазы.

Решение. Наносим экспериментальные данные на график рис. I-7. Из сравнения полученной кривой с кривыми табл. I-1 видно, что ее можно аппроксимировать уравнением III, т. е.

$$y = \frac{x}{a + bx} \qquad (I.\ 23)$$

Таблица I-5. **Равновесные концентрации бензола в жидкости и в паре для системы бензол—толуол**

Экспериментальные значения величин				Расчетные значения величин			
				графическим методом по уравнению (I.26)		методом средних по уравнению (I.27)	
y	x	$\frac{1}{y}$	$\frac{1}{x}$	$y_{гр}$	Δ, %	$y_{ср}$	Δ, %
0,370	0,200	2,702	5,000	0,373	+0,8	0,373	+0,5
0,500	0,300	2,000	3,333	0,508	+1,4	0,505	+1
0,618	0,397	1,618	2,518	0,615	−0,5	0,613	−0,8
0,710	0,489	1,408	2,045	0,703	−1	0,700	−1,4
0,789	0,592	1,267	1,689	0,786	−0,5	0,781	−1
0,853	0,700	1,172	1,428	0,862	+1	0,855	+0,2
0,914	0,803	1,094	1,245	0,904	−1,1	0,916	+0,2
0,957	0,903	1,044	1,107	0,975	+1,8	0,967	+1

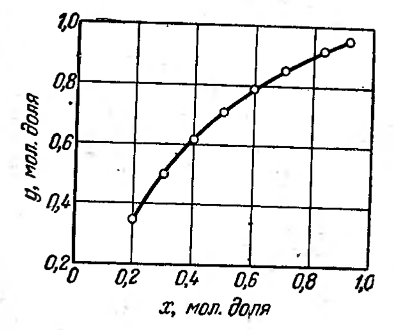


Рис. I-7. Графическое изображение экспериментальных данных табл. I-5.

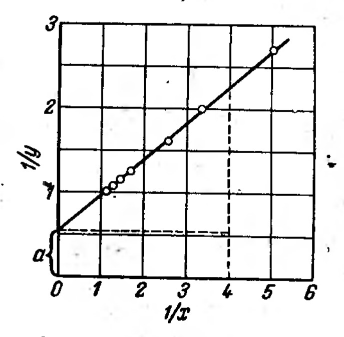


Рис. I-8. Линеаризованный график уравнения (I. 25) для приведенных в табл. I-5 данных.

После подстановки $Y = 1/y$ и $X = 1/x$ получим вместо уравнения (I.23) выражение:

$$Y = aX + b \qquad (I.\ 24)$$

или

$$\frac{1}{y} = \frac{a}{x} + b \qquad (I.\ 25)$$

Из рис. I-8, на котором представлены экспериментальные данные в координатах $1/y - 1/x$, получаем следующие значения постоянных a и b:

$$b = 0{,}55$$

$$a = \frac{2{,}255 - 0{,}55}{4} = \frac{1{,}705}{4} = 0{,}4262$$

Подставив эти значения в уравнение (I.23), получим:

$$y = \frac{x}{0{,}4262 + 0{,}55x} \qquad (I.\ 26)$$

Для определения коэффициентов a и b методом средних подставляем данные столбцов 3 и 4 табл. I-5 в уравнение (I.25). При этом получаем следующие уравнения, соответствующие экспериментальным точкам:

$$2{,}702 = b + 5{,}000a \qquad 1{,}267 = b + 1{,}689a$$
$$2{,}000 = b + 3{,}333a \qquad 1{,}172 = b + 1{,}428a$$
$$1{,}618 = b + 2{,}518a \qquad 1{,}094 = b + 1{,}245a$$
$$1{,}408 = b + 2{,}045a \qquad 1{,}044 = b + 1{,}107a$$

Разделив эти уравнения на две группы и сложив уравнения каждой группы, получаем систему уравнений:

$$7{,}728 = 4b + 12{,}896a$$
$$4{,}577 = 4b + 5{,}469a$$

Решая эту систему, находим следующие значения коэффициентов:

$$a = 0{,}4242; \quad b = 0{,}564$$

При данных значениях a и b уравнение (I.23) принимает вид:

$$y = \frac{x}{0{,}4242 + 0{,}564x} \qquad (I.\ 27)$$

Как видно из табл. I-5, уравнение (I.27) дает меньшие отклонения от опытных данных, чем уравнение (I.26).

Пример I. 5. При фильтровании водной суспензии гидроокиси хрома на лабораторном фильтре были получены значения удельного сопротивления осадка $r_{ос}$ (в $м^{-2}$) в зависимости от перепада давления на фильтре Δp (в $н/см^2$), приведенные в табл. I-6 (столбцы 1 и 2).

Найти уравнение, выражающее зависимость $r_{ос} = f(\Delta p)$.

Таблица I-6. **Значения удельного сопротивления осадка в зависимости от перепада давления на фильтре**

Экспериментальные значения величин		Значения $r_{ос} - c$, $м^{-2}$	Значения величин, рассчитанные по уравнению (I.32)		
Δp, $н/см^2$	$r_{ос}$, $м^{-2}$		$a\Delta p$	$r_{ос}$	$\Delta r_{ос}$, %
2,720	$1{,}81 \cdot 10^{14}$	$1{,}48 \cdot 10^{14}$	$1{,}47 \cdot 10^{14}$	$1{,}80 \cdot 10^{14}$	−0,5
4,080	$2{,}30 \cdot 10^{14}$	$1{,}97 \cdot 10^{14}$	$1{,}97 \cdot 10^{14}$	$2{,}30 \cdot 10^{14}$	0
5,440	$2{,}82 \cdot 10^{14}$	$2{,}49 \cdot 10^{14}$	$2{,}47 \cdot 10^{14}$	$2{,}80 \cdot 10^{14}$	−0,7
6,800	$3{,}26 \cdot 10^{14}$	$2{,}93 \cdot 10^{14}$	$2{,}91 \cdot 10^{14}$	$3{,}24 \cdot 10^{14}$	−0,6
8,160	$3{,}64 \cdot 10^{14}$	$3{,}31 \cdot 10^{14}$	$3{,}34 \cdot 10^{14}$	$3{,}67 \cdot 10^{14}$	+0,8
9,520	$4{,}08 \cdot 10^{14}$	$3{,}75 \cdot 10^{14}$	$3{,}75 \cdot 10^{14}$	$4{,}08 \cdot 10^{14}$	0

Решение. Опытные данные представлены графически на рис. I-9. Полученная кривая относится к типу IV (см. табл. I-1):

$$y = c + ax^b \qquad (I.\ 28)$$

Постоянную c определяем из опытной кривой (см. рис. I-9), взяв две произвольные точки с абсциссами x_1 и x_2 и соответствующими ординатами y_1 и y_2

и третью точку с абсциссой $x_3=\sqrt{x_1x_2}$ и соответствующей ординатой y_3. Постоянная c определяется из соотношения:

$$c=\frac{y_1y_2-y_3^2}{y_1+y_2-2y_3} \qquad (I.\ 29)$$

Взяв на кривой (см. рис. I-9) точки

$$x_1=2{,}72; \quad y_1=1{,}81\cdot10^{14}$$

и

$$x_2=8{,}16; \quad y_2=3{,}64\cdot10^{14}$$

получим абсциссу третьей точки:

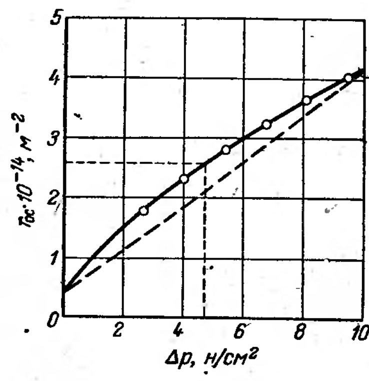
$$x_3=\sqrt{2{,}72\cdot8{,}16}=4{,}7$$

Этой точке соответствует ордината

$$y_3=2{,}55\cdot10^{14}$$

Подставив значения y_1, y_2 и y_3 в уравнение (I.29), находим значение c:

$$c=\frac{1{,}81\cdot10^{14}\cdot3{,}64\cdot10^{14}-(2{,}55\cdot10^{14})^2}{1{,}81\cdot10^{14}+3{,}64\cdot10^{14}-2\cdot2{,}55\cdot10^{14}}=\frac{6{,}62\cdot10^{28}-6{,}502\cdot10^{28}}{0{,}35\cdot10^{14}}=34\cdot10^{12}$$



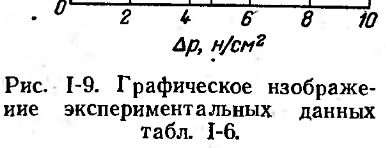


Рис. I-9. Графическое изображение экспериментальных данных табл. I-6.

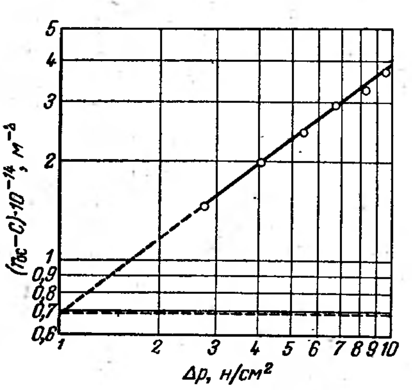


Рис. I-10. График уравнения (I. 31).

Зная постоянную c и обозначив

$$X=\lg x \text{ и } Y=\lg(y-c)$$

получим вместо уравнения (I.28) следующее выражение:

$$Y=\lg a+bX \qquad (I.\ 30)$$

Возвращаясь к исходным обозначениям, вместо уравнения (I. 30) получим:

$$\lg(r_{oc}-c)=\lg a+b\lg\Delta p \qquad (I.\ 31)$$

Графическое изображение уравнения (I.31) приведено на рис. I-10. Из графика находим значения постоянных a и b:

$$a=0{,}69\cdot10^{14}$$

$$b=\frac{\lg3{,}88\cdot10^{14}-\lg0{,}59\cdot10^{14}}{\lg10-\lg1}=\frac{14{,}5888-13{,}8388}{1}=0{,}75$$

Подставив значения a, b и c в уравнение (I.26), окончательно получим:

$$r_{oc}=34\cdot10^{12}+0{,}69\cdot10^{14}(\Delta p)^{0{,}75} \qquad (I.\ 32)$$

Уравнение (I.32) выражает зависимость удельного сопротивления осадка от перепада давления на фильтре. Величины, вычисленные с помощью этого уравнения, как видно из табл. I-6, очень хорошо согласуются с данными опыта.

Пример I. 6. Была определена производительность шаровой мельницы в зависимости от скорости ее вращения и получены следующие результаты:

Скорость вращения n, об/ч	140	240	650
Производительность W, т/ч	4,0	5,0	7,0

Зависимость между изучаемыми параметрами характеризуется функцией вида:

$$W=an^b$$

Определить постоянные a и b.

Решение. Линеаризуем указанную функцию логарифмированием

$$\lg W=\lg a+b\lg n$$

Обозначив $\lg W=Y$, $\lg a=A$, $b=B$ и $\lg n=X$, получим:

$$Y=A+BX$$

Постоянные a и b определим всеми тремя указанными выше методами. Рассчитанные величины приведены в табл. I-7.

Таблица I-7. **Результаты расчетов производительности шаровой мельницы различными методами**

W	n	$\lg W=Y$	$\lg n=X$	XY	X^2	$W_{гр}$	$W_{ср}$	$W_{кв}$
4,0	140	0,6021	2,1461	1,2922	4,6057	4,09	4,07	4,04
5,0	240	0,6990	2,3802	1,6637	5,6654	4,95	4,93	4,92
7,0	650	0,8451	2,8129	1,3772	7,9124	7,30	7,0	7,04
		$\sum Y_i=$ $=2{,}1462$	$\sum X_i=$ $=7{,}3392$	$\sum X_iY_i=$ $=5{,}3331$	$\sum X_i^2=$ $=18{,}1835$			

Графический метод. При нанесении опытных данных на график в логарифмических координатах получаем

$$a=0{,}668; \quad b=0{,}336$$

Метод средних. Подставив данные табл. I-7 в линеаризованное уравнение, получим следующие уравнения:

$$0{,}6021=A+2{,}1461B$$
$$0{,}6990=A+2{,}3802B$$
$$0{,}8451=A+2{,}8129B$$

из которых составляем систему:

$$1{,}3011 = 2A + 4{,}5263B$$

$$0{,}8451 = A + 2{,}8129B$$

При решении данной системы уравнений находим значения постоянных:

$$A = -0{,}1524 = \bar{1}{,}8476; \quad a = 0{,}707 \quad \text{и} \quad B = b = 0{,}3542$$

Метод наименьших квадратов. Подставив в уравнения (I.8) и (I.9)

$$\sum Y_i = nA + B\sum X_i$$

$$\sum X_i Y_i = A\sum X_i + B\sum X_i^2$$

данные табл. I-7, получим систему уравнений:

$$2{,}1462 = 3A + 7{,}3392B$$

$$5{,}3331 = 7{,}3392A + 18{,}1835B$$

Решение этой системы дает следующие значения постоянных:

$$A = -0{,}1678 = \bar{1}{,}8322; \quad a = 0{,}6995; \quad B = b = 0{,}361$$

В последних трех столбцах табл. I-7 приведены значения производительности мельницы, вычисленные по эмпирическим уравнениям, полученным графическим методом ($W_{гр}$), методом средних ($W_{ср}$) и методом наименьших квадратов ($W_{кв}$). Как видно из таблицы, наиболее точные результаты получаются при использовании метода наименьших квадратов.

Построение номограмм

Процессы химической технологии часто являются весьма сложными, и случаи, когда анализируемые явления можно описать функцией одной переменной, встречаются редко. При описании тепловых или диффузионных процессов число этих переменных часто достигает восьми и более. Хотя теория подобия и теория размерностей позволяют (путем группировки переменных в безразмерные комплексы) сократить число параметров, получаемые критериальные уравнения все же содержат обычно больше двух переменных. Изображение таких функций при помощи графиков связано с рядом неудобств, так как при этом необходимо интерполировать значения одной из переменных. Поскольку соответствующие функции, как правило, не являются линейными, то ошибки при такой интерполяции могут быть значительны. Использование номограмм позволяет получить непрерывное изображение функции нескольких переменных, с помощью которого можно определить значение одной из переменных, если известны значения всех остальных. Ниже будут описаны только номограммы с прямолинейными функциональными шкалами, так как они чаще всего встречаются при расчетах процессов и аппаратов химической технологии.

Функциональная шкала. Основным элементом номограммы является функциональная шкала, на которую нанесены только значения независимой переменной в некотором интервале. Деления, соответствующие значениям зависимой переменной, пропорциональные расстоянию от начала отсчета и имеющие известный масштаб, не наносятся как само собой разумеющиеся.

Пример I. 7. Построить функциональную шкалу для функции $y = \lg x$ в интервале $1 < x < 10$.

Решение. Сначала построим соответствующую двойную шкалу (рис. I-11, *а*) *. Отложим отрезок *OI* длиной 100 *мм*. Давая независимой переменной x ряд значений в выбранном интервале, вычисляем значения зависимой переменной и наносим их слева от функциональной шкалы делениями, пропорциональными расстоянию от начала отсчета. Справа наносим соответствующие значения независимой переменной. Таким образом получаем двойную шкалу, масштаб которой $m = 100/(1-0)$, где 100 — длина шкалы в *мм*, а 1 и 0 — величины функции при значениях независимой переменной, соответствующих границам изображаемого интервала.

Оставив на шкале только значения независимой переменной, получим функциональную шкалу, изображенную на рис. I-11, *б*.

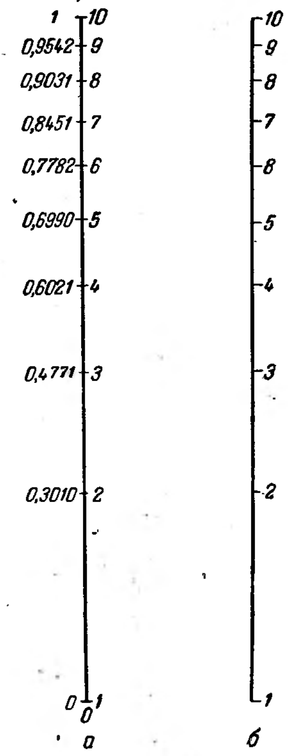


Рис. I-11. Построение двойной (*а*) и функциональной (*б*) шкал.

Номограммы с параллельными функциональными шкалами. Такие номограммы строят для зависимостей вида $f_1(z) = f_2(x) + f_3(y)$ или для функций, которые можно привести к такому виду. Методика построения этих номограмм основана на их математических свойствах и заключается в следующем:

на расстоянии, приблизительно равном длине шкал (для обеспечения максимальной точности отсчета), строят обе функциональные шкалы $f_2(x)$ и $f_3(y)$, выбирая масштабы шкал в зависимости от интервала изменения переменных x и y;

положение функциональной шкалы $f_1(z)$ определяют из условия равенства отношения расстояний до двух остальных шкал отношению масштабов m_x и m_y соответствующих шкал;

начала отсчета всех трех шкал берут так, чтобы они лежали на одной прямой;

масштаб m_z функциональной шкалы $f_1(z)$ определяют из соотношения

$$\frac{1}{m_z} = \frac{1}{m_x} + \frac{1}{m_y} \tag{1.33}$$

* Приводимые в книге номограммы (рис. I-11 до рис. I-16 включительно) носят иллюстративный характер: их масштабы не соответствуют цифровым данным в тексте примеров. *(Прим. ред.)*

Номограммы с параллельными функциональными шкалами можно построить и для суммы трех, четырех или пяти функций, причем метод их построения остается таким же.

Пример I. 8. Построить номограмму для определения половины произведения двух чисел $z = xy/2$.

Решение. Приведем функцию к виду, соответствующему номограмме с параллельными функциональными шкалами:

$$\lg z = \lg x + \lg \frac{y}{2}$$

В такой записи, при которой каждый член является функцией только одной переменной, половину произведения двух чисел можно определить при помощи

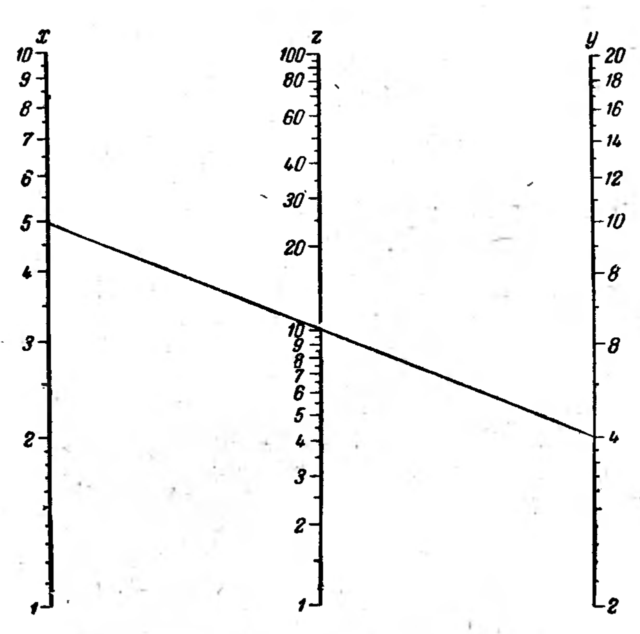


Рис. I-12. Построение номограммы для примера I.8.

номограммы с тремя параллельными функциональными шкалами, соответствующими функциям:

$$f_1(z) = \lg z; \quad f_2(x) = \lg x; \quad f_3(y) = \lg \frac{y}{2}$$

Определяем значения переменных, соответствующие началам всех рассматриваемых шкал:

$f_1(z) = 0$, т. е. $\lg z = 0$ и, следовательно, $z = 1$

$f_2(x) = 0$, т. е. $\lg x = 0$ » » $x = 1$

$f_3(y) = 0$, т. е. $\lg \frac{y}{2} = 0$ » » $y = 2$

Выбрав интервалы изменения переменных x и y: $1 < x < 10$, $2 < y < 20$, получим интервал изменения z: $1 < z < 100$.

Строим функциональные шкалы, соответствующие функциям $f_2(x)$ и $f_3(y)$ в выбранных интервалах, взяв длины шкал по 80 *мм* при расстоянии между ними, также равном 80 *мм* (рис. I-12).

При определении масштаба шкал следует принимать во внимание, что обе функции являются логарифмическими и масштаб соответствует длине логарифмической единицы:

$$m_x = \frac{80}{\lg 10 - \lg 1} = \frac{80}{1 - 0} = 80 \text{ мм}; \quad m_y = \frac{80}{\lg \frac{20}{2} - \lg \frac{2}{2}} = \frac{80}{1 - 0} = 80 \text{ мм}$$

Масштаб шкалы $f_1(z)$ вычисляем по уравнению (I.33):

$$\frac{1}{m_z} = \frac{1}{m_x} + \frac{1}{m_y} = \frac{1}{80} + \frac{1}{80} = \frac{1}{40}; \quad m_z = 40 \text{ мм}$$

Так как масштабы шкал функций $f_2(x)$ и $f_3(y)$ равны, шкала функции $f_1(z)$ располагается между ними на равном расстоянии. Деления наносятся так, чтобы точки, соответствующие началу отсчета всех шкал, лежали на одной прямой (точки $z = 1$, $x = 1$, $y = 2$ лежат на одной горизонтали). Деления наносим по логарифмической шкале, длина которой равна масштабу соответствующей шкалы. Построенная номограмма приведена на рис. I-12.

Точка, соответствующая значению функции $f_1(z)$ для известных числовых значений x_1 и y_1, лежит на пересечении шкалы $f_1(z)$ с прямой, соединяющей точки x_1 и y_1.

Пример I.9. Построить номограмму для перевода весовых процентов в мольные.

Решение. Рассмотрим однородную смесь, состоящую из двух компонентов A и B с молекулярными весами M_a и M_b. Если смесь содержит a весовых процентов компонента A, то соответствующая мольная доля, выраженная в процентах, определится из равенства

$$x = \frac{\frac{a}{M_a} \cdot 100}{\frac{a}{M_a} + \frac{100 - a}{M_b}} \qquad (I.34)$$

или после некоторых преобразований

$$\frac{1}{x} = \frac{\frac{a}{M_a} + \frac{100 - a}{M_b}}{\frac{a}{M_a} \cdot 100} = \frac{1}{100} + \frac{100 - a}{100a} \cdot \frac{M_a}{M_b} \qquad (I.35)$$

откуда

$$\frac{M_a}{M_b} = \frac{\frac{100 - x}{x}}{\frac{100 - a}{a}} \qquad (I.36)$$

Путем логарифмирования приводим уравнение (I. 36) к виду, соответствующему сумме функций:

$$\lg M_a - \lg M_b = \lg \frac{100 - x}{x} - \lg \frac{100 - a}{a} \qquad (I.37)$$

или

$$\lg \frac{100 - x}{x} = \lg M_a - \lg M_b + \lg \frac{100 - a}{a} \qquad (I.38)$$

После приведения уравнения к такому виду можно построить номограмму (рис. I-13) с четырьмя параллельными функциональными шкалами, соответствующими функциям

$$f_1(x) = \lg \frac{100-x}{x}; \quad f_2(M_a) = \lg M_a; \quad f_3(M_b) = -\lg M_b; \quad f_4(a) = \lg \frac{100-a}{a}$$

Пользуясь этой номограммой, удобно переводить весовые проценты в мольные.

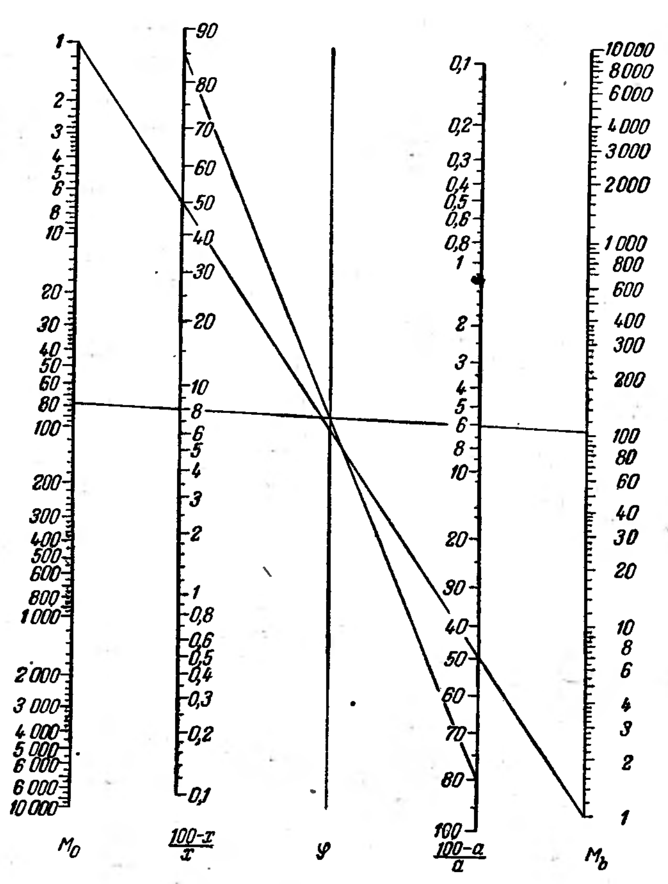


Рис. I-13. Построение номограммы для примера I.9.

Сначала строим номограмму для функции

$$\varphi = f_2(M_a) - f_3(M_b) = \lg M_a - \lg M_b \tag{I. 39}$$

которая представляет собой номограмму с тремя параллельными шкалами. Так как функция $f_3(M_b)$ входит в уравнение (I.39) с отрицательным знаком, шкала этой функции направлена в обратную сторону по отношению к шкале функции $f_2(M_a)$. Определим начало отсчета рассматриваемых двух функций:

$$f_2(M_a) = 0, \text{ когда } M_a = 1$$

и соответственно

$$f_3(M_b) = 0, \text{ когда } M_b = 1$$

Молекулярные веса, представляющие наибольший интерес для практических расчетов, имеют величины порядка десятков и сотен. Однако примем интервал изменения молекулярных весов от 1 до 10^4; как будет видно из дальнейшего, это не требует увеличения размеров номограммы. Интервалы изменения и соответственно масштабы шкал обеих функций примем одинаковыми

$$m_{M_a} = m_{M_b} = \frac{148}{\lg 10^4 - \lg 1} = \frac{148}{4} = 37 \text{ мм}$$

(где 148 *мм* — длина соответствующих шкал). Пусть расстояние между шкалами составляет 100 *мм*. Шкала φ является вспомогательной, поэтому на нее деления не наносятся (см. рис. I-13); ее положение определяется тем, что отношения расстояний между шкалами и отношения масштабов пропорциональны. Так как масштабы шкал $f_2(M_a)$ и $f_3(M_b)$ равны, то вспомогательная шкала φ расположена посередине.

Затем на этом же рисунке строим номограмму для функции

$$\lg \frac{100-x}{x} = \varphi + \lg \frac{100-a}{a} \tag{I. 40}$$

Если уравнение (I.40) представлено в таком виде, то необходимо продолжить построение номограммы справа от уже начерченных шкал. Для экономии места, а также для увеличения точности номограммы перепишем уравнение (I.40):

$$\varphi = \lg \frac{100-x}{x} - \lg \frac{100-a}{a} \tag{I. 41}$$

Это эквивалентно построению функциональных шкал $f_1(x)$ и $f_4(a)$ по обе стороны от вспомогательной шкалы φ. Так как $f_1(x)$ и $f_4(a)$ имеют разные знаки, соответствующие шкалы направлены в противоположные стороны. Построение обеих функциональных шкал по обе стороны от вспомогательной шкалы φ облегчено в данном случае тем, что, сколь бы ни была велика разность молекулярных весов, обе переменные x и a изменяются приблизительно в одинаковом интервале. Так как на вспомогательную шкалу цифры не нанесены, значения масштабов шкал функций $f_1(x)$ и $f_4(a)$ принимаем с учетом требуемой точности и имеющегося свободного места на рисунке. Вследствие совпадения интервалов изменения переменных a и x принимаем длины обеих шкал одинаковыми и равными 148 *мм* каждая. Масштабы шкал также одинаковы и равны (интервал изменения переменных составляет от 0,1 до 90):

$$m_x = m_a = \frac{148}{\lg \frac{100-0,1}{0,1} - \lg \frac{100-90}{90}} = \frac{148}{2,9997 - (-0,9543)} = 37,5 \text{ мм}$$

Как только масштабы определены, можно наносить деления на шкалы, исходя из условия, что точки, соответствующие началу отсчета всех шкал, должны лежать на одной прямой. Для этого определяем значения всех четырех переменных, соответствующие началу отсчета:

$$f_1(x) = \lg \frac{100-x}{x}; \qquad x = 50$$

$$f_2(M_a) = \lg M_a = 0; \qquad M_a = 1$$

$$f_3(M_b) = \lg M_b = 0; \qquad M_b = 1$$

$$f_4(a) = \lg \frac{100-a}{a} = 0; \qquad a = 50$$

Принимаем расстояния между шкалами функций $f_1(x)$ и $f_4(a)$ и шкалой φ равными 29 *мм* каждое и наносим деления, учитывая значения переменных, соответствующие началам шкал.

Пользоваться номограммой можно следующим образом. Предположим, что нужно определить мольную долю бензола в смеси бензол — толуол, содержащей 80 вес. % бензола ($M_a = 78$, $M_b = 102$ и $a = 80\%$). Соединяем точки, соответствующие значениям M_a и M_b, прямой линией. Точку пересечения этой прямой со вспомогательной шкалой φ соединяем с точкой, соответствующей значению $a = 80$ на шкале $(100-a)/a$. Пересечение этой прямой со шкалой $(100-x)/x$ дает искомое значение x, равное в данном случае 83,8.

Номограммы с наклонными шкалами. Номограмма с наклонными шкалами приведена на рис. I-14. С помощью таких номо-

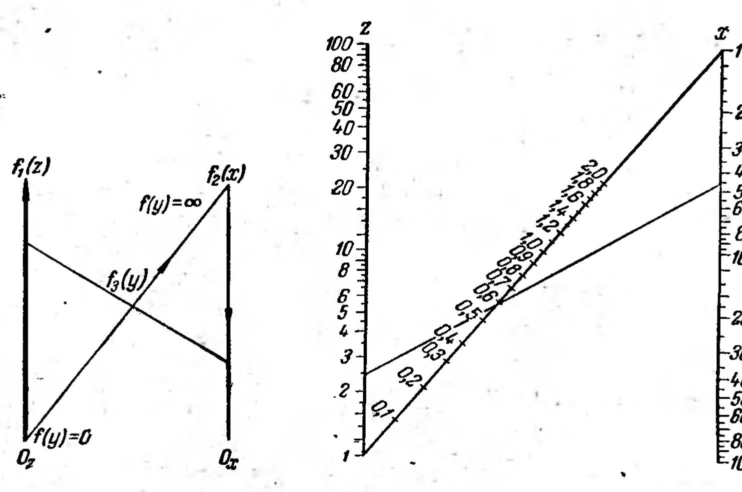


Рис. I-14. Номограмма с наклонной шкалой (общий вид).

Рис. I-15. Номограмма с наклонной шкалой для функции $z = x^y$.

грамм можно изображать соотношения вида

$$f_1(z) = f_2(x) \cdot f_3(y) \qquad (I.42)$$

где $f_1(z), f_2(x), f_3(y)$ — функции одной переменной.

Шкала y соединяет начало 0_x и 0_z двух других функциональных шкал, и деления на нее наносятся в соответствии с соотношением

$$l_y = \frac{l}{\alpha f_3(y) + 1} \qquad (I.43)$$

где l — общая длина шкалы y; l_y — длина отрезка шкалы y, соответствующая данному значению функции $f_3(y)$; $\alpha = m_z/m_x$ — отношение масштабов двух других шкал.

Пример I.10. Построить номограмму для уравнения $z = x^y$.

Решение. Номограмма такого типа показана на рис. I-15.

После логарифмирования исходное уравнение принимает вид

$$\lg z = y \lg x \qquad (I.44)$$

где $f_1(z) = \lg(z)$; $f_2(x) = \lg x$; $f_3(y) = y$.

Принимаем следующие интервалы изменения переменных

$$1 < x < 10^2; \quad 1 < z < 10^2$$

что соответствует изменению переменной y в пределах

$$0 < y < \infty$$

Функциональные шкалы $f_1(z)$ и $f_2(x)$ длиной 79 *мм* каждая строим на расстоянии 69 *мм* друг от друга. Учитывая пределы изменения переменных, вычисляем масштабы обеих шкал

$$m_z = m_x = \frac{79}{\lg 10^2 - \lg 1} = \frac{79}{2} = 39{,}5 \text{ мм}$$

и наносим на них соответствующие деления. Соединяем точки, отвечающие началам обеих шкал $f_1(z)$ и $f_2(x)$, и получаем шкалу y длиной $l = 105$ *мм*.

Для нанесения делений на шкалу функции $f_3(y)$ подставляем в уравнение (I.43) различные значения y и вычисляем соответствующую длину отрезка l_y, против которой наносим на шкалу данное значение переменной y:

$$\text{при } y = 0 \quad l_0 = \frac{105}{\frac{39{,}5}{39{,}5} \cdot 0 + 1} = \frac{105}{1} = 105 \text{ мм}$$

что соответствует началу шкалы функции $f_1(z)$;

$$\text{при } y = 0{,}1 \quad l_{0,1} = \frac{105}{1 \cdot 0{,}1 + 1} = \frac{105}{1{,}1} = 95{,}5 \text{ мм}$$

$$\text{при } y = 0{,}2 \quad l_{0,2} = \frac{105}{1 \cdot 0{,}2 + 1} = \frac{105}{1{,}2} = 87{,}5 \text{ мм и т. д.}$$

При $y = \infty$ $l_\infty = 0$, что соответствует началу шкалы функции $f_2(x)$.

Проверим номограмму, построенную на рис. I-15, для значений $x = 4{,}5$ и $y = 0{,}6$. По номограмме находим величину $z = 2{,}45$, а при вычислении с помощью логарифмической линейки получаем

$$\lg z = 0{,}6 \lg 4{,}5 = 0{,}6 \cdot 0{,}6532 = 0{,}3919 = 2{,}47$$

Пример I.11. Построить номограмму для определения понижения температуры кипения при понижении давления согласно уравнению Клаузиуса — Клапейрона.

Решение. Уравнение Клаузиуса — Клапейрона в конечных разностях имеет вид:

$$\frac{\Delta p}{\Delta T} = \frac{rp}{RT^2} \qquad (I.45)$$

где Δp — изменение давления, *мм рт. ст.*; ΔT — изменение температуры кипения, *град*; r — теплота парообразования при нормальных условиях, *кал/моль*; p — давление, при котором происходит кипение, *мм рт. ст.*; T — температура кипения, °К; $R = 1{,}986$ — универсальная газовая постоянная, *кал/(моль · град)*.

Считая допустимым применение правила Трутона, т. е. принимая постоянным отношение теплоты парообразования в *кал/моль* и абсолютной температуры кипения, получим

$$\Delta T = \frac{RT}{C'p} \Delta p = CT \Delta p \qquad (I.46)$$

где C' — постоянная Трутона, равная r/T; $C = R/C'p$.

2 Зак. 976

Уравнение (I. 46) удобнее представить в виде:

$$\frac{\Delta t}{C} = (273 + t)\,(760 - p) \qquad (I.\,47)$$

где t — температура кипения, °С.

При выбранных единицах измерения $C = 1{,}24 \cdot 10^{-4}$ (*мм рт. ст.*)$^{-1}$ для неассоциированных жидкостей [$C' = 21$ *кал*/(*моль · град*)] и $C = 1{,}04 \cdot 10^{-4}$ (*мм рт. ст.*)$^{-1}$ для ассоциированных жидкостей [$C' = 25$ *кал*/(*моль · град*)].

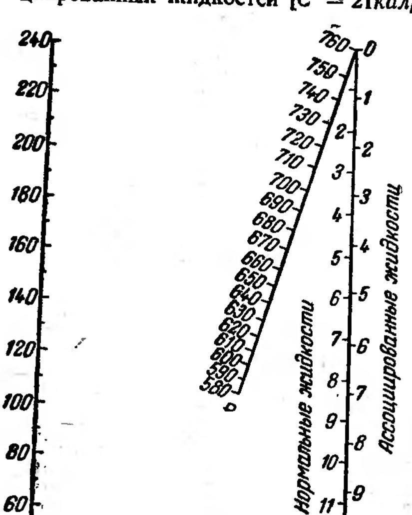


Рис. I-16. Номограмма для определения понижения температуры кипения.

Номограмма показана на рис. I-16.

Для t принят интервал 40—240° С, а длина шкалы составляет 100 *мм*, поэтому масштаб шкалы $m_t = 0{,}5$.

Деления на шкалу Δt нанесены как для нормальных, так и для ассоциированных жидкостей. Так как длина этой шкалы равна 96,6 *мм*, то ее масштаб

$$m_{\Delta t} = \frac{96{,}6}{\dfrac{12}{1{,}24 \cdot 10^{-4}} - 0} = 1 \cdot 10^{-3}\ мм$$

Общая длина шкалы температур $l_t = (273 + 240) \cdot 0{,}5 = 256{,}5$ *мм*, а расстояние между шкалами составляет 80 *мм*. Следовательно, длина шкалы давлений

$$l_p = \sqrt{(256{,}5)^2 + 80^2} = 268{,}5\ мм$$

Учитывая, что соединение точек, соответствующих началам шкал t и Δt, шкалой p в данном случае не представляется возможным, проводим шкалу p по тангенсу угла ее наклона. После проведения требуемого отрезка шкалы p наносим на него деления согласно уравнению (I. 43):

При $p = 750$ *мм рт. ст.*

$$l_{750} = \frac{268{,}5}{\dfrac{1 \cdot 10^{-3}}{0{,}5}(760 - 750) + 1} = 262{,}5\ мм$$

При $p = 740$ *мм рт. ст.*

$$l_{740} = \frac{268{,}5}{\dfrac{1 \cdot 10^{-3}}{0{,}5}(760 - 740) + 1} = 258\ мм$$

и т. д.

Точность полученной номограммы определяется применимостью правила Трутона. Для повышения точности номограммы следует нанести деления на одну из ее шкал с учетом экспериментальных данных.

ПРИБЛИЖЕННЫЕ РЕШЕНИЯ

В ряде задач химической технологии возникает необходимость решения уравнений, систем уравнений или неравенств. Нередко строгое их решение представляет большие трудности, а иногда является невозможным. В таких случаях можно воспользоваться

методами приближенного решения и получить результаты с точностью, соответствующей поставленным требованиям. Ниже приведены наиболее простые методы приближенных вычислений.

Решение уравнений

Графическое решение уравнений. Пусть дано уравнение $f(x) = 0$. Для его решения строят график функции $f(x)$ и находят точки пересечения полученной кривой с осью $0x$. Каждая такая точка соответствует одному из корней заданного уравнения.

В некоторых случаях может оказаться более удобным преобразовать уравнение $f(x) = 0$.

Если уравнение может быть приведено к виду $f_1(x) = C$, где C — постоянная, строят график функции $f_1(x)$ и находят точки его пересечения с прямой $y = C$.

Когда же уравнение может быть представлено в виде $f'(x) = f''(x)$, строят графики обеих функций; корнем уравнения является абсцисса точки их пересечения.

Пример I. 12. Определить графическим методом потери тепла на единицу длины трубы $Q_п/l$ из уравнения

$$Q_п/l = 1{,}87\left[5{,}53^4 - \left(\frac{t + 273}{100}\right)^4\right] + 2{,}1\,(280 - t)^{1{,}29} =$$
$$= 2{,}68\left[\left(\frac{t + 273}{100}\right)^4 - 2{,}98^4\right] + 1{,}49\,(t - 25)^{1{,}25}\ вт/м$$

где t — неизвестная температура.

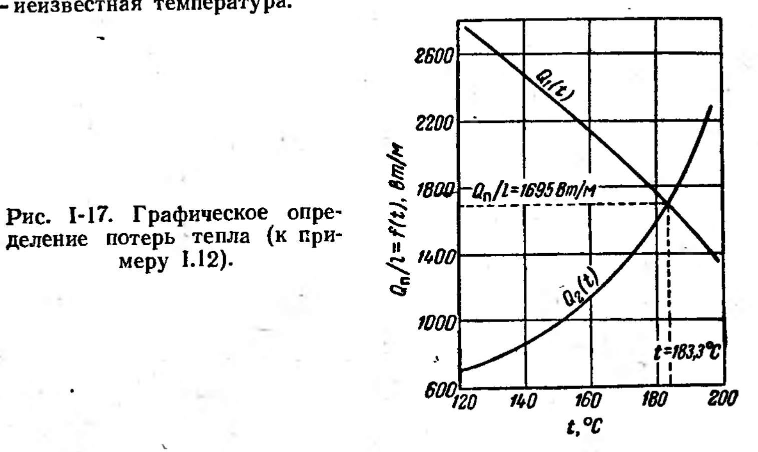


Рис. I-17. Графическое определение потерь тепла (к примеру I.12).

Решение. Строим (рис. I-17) графики функций $Q_1(t)$ и $Q_2(t)$

$$Q_1(t) = 1{,}87\left[5{,}53^4 - \left(\frac{t + 273}{100}\right)^4\right] + 2{,}1\,(280 - t)^{1{,}29}$$

$$Q_2(t) = 2{,}68\left[\left(\frac{t + 273}{100}\right)^4 - 2{,}98^4\right] + 1{,}49\,(t - 25)^{1{,}25}$$

в зависимости от неизвестной температуры. По точке пересечения кривых определяем величину потери тепла $Q_п/l = 1695$ *вт/м* и значение температуры $t = 183{,}3$° С.

Решение уравнений методом итераций (последовательных приближений). Преобразуют подлежащее решению уравнение $f(x) = 0$ к виду $x = \varphi(x)$. Принимая в нулевом приближении $x = x_0$ (где x_0 — произвольное значение неизвестного), находят последовательно более точные приближения: $x_1 = \varphi(x_0)$; $x_2 = \varphi(x_1)$ и т. д. При условии, что в интервале между первым приближением и корнем уравнения производная функции $\varphi(x)$ меньше единицы, можно найти решение уравнения с любой степенью точности. Для выполнения этого условия иногда необходимо преобразовать исходное уравнение, например заменить его обратной функцией. Рекомендуется также получить предварительную оценку корней (графическим методом или методом проб и ошибок).

Пример I. 13. При помощи метода последовательных приближений найти корень уравнения

$$f(x) = \frac{1}{3x} + \ln x = 0$$

Решение. Преобразуем уравнение к виду

$$x = -\frac{1}{3 \ln x} = \varphi(x)$$

Определяем методом подбора приближенное значение корня. Принимаем $x' = 0{,}3$, тогда

$$\varphi(x') = -\frac{1}{3 \ln 0{,}3} = -\frac{1}{3(\ln 3 - \ln 10)} = -\frac{1}{3(1{,}099 - 2{,}303)} = 0{,}276$$

Так как $\varphi(x') < x'$, то $x < x' = 0{,}3$. Принимаем $x'' = 0{,}2$, тогда

$$\varphi(x'') = -\frac{1}{3 \ln 0{,}2} = -\frac{1}{3(0{,}693 - 2{,}303)} = 0{,}207 > x''$$

Следовательно, $x > 0{,}2$.

Так как $0{,}2 < x < 0{,}3$, в нулевом приближении принимаем $x_0 = 0{,}25$.

При $x = x_0 = 0{,}25$ производная функции $\varphi(x)$

$$\varphi'(x) = \frac{1}{3(\ln x)^2 x}$$

меньше единицы:

$$\varphi'(x_0) = \frac{1}{3(\ln 0{,}25)^2 0{,}25} = 0{,}687 < 1$$

Эта производная меньше единицы во всем интервале $0{,}2 < x < 0{,}3$; поэтому уравнение $f(x) = 0$ может быть решено методом последовательных приближений.

Начиная с нулевого приближения, получаем последовательно

$$x_1 = \varphi(x_0) = -\frac{1}{3 \ln 0{,}25} = -\frac{1}{3(0{,}916 - 2{,}303)} = 0{,}240$$

$$x_2 = \varphi(x_1) = -\frac{1}{3 \ln 0{,}240} = 0{,}234$$

$$x_3 = \varphi(x_2) = -\frac{1}{3 \ln 0{,}234} = 0{,}229$$

$$x_4 = \varphi(x_3) = -\frac{1}{3 \ln 0{,}229} = 0{,}226$$

$$x_5 = 0{,}224$$

$$x_6 = 0{,}223$$

$$x_7 = 0{,}222$$

$$x_8 = 0{,}221$$

$$x_9 = 0{,}221$$

Следовательно, корнем уравнения $f(x) = 0$ является $x = 0{,}221$.

Решение систем уравнений

Когда строгое решение систем уравнений невозможно или затруднительно, рекомендуется пользоваться методом итераций.

С этой целью систему из n уравнений делят на две подсистемы, содержащие p и q уравнений $(p + q = n)$. В общем случае эти подсистемы являются неопределенными, так как число неизвестных больше числа уравнений.

Выбирают одну из подсистем, например подсистему, содержащую p уравнений и (в общем случае) n неизвестных. Принимают в нулевом приближении произвольные значения для $n - p = q$ неизвестных, так что система становится определенной.

Решая подсистему из p уравнений с p незвестными, получают в первом приближении значения всех p неизвестных. Полученные значения подставляют во вторую подсистему из q уравнений, которая, таким образом, становится определенной, и находят в первом приближении значения всех q неизвестных этой подсистемы. Операцию повторяют, начиная на этот раз с полученных в первом приближении q значений неизвестных и т. д. Система считается решенной, когда последовательные значения, полученные для всех неизвестных, достаточно близки, чтобы их можно было принять равными.

Если подсистемы также нельзя решить достаточно строго, то их, в свою очередь, решают с помощью последовательных приближений, используя ту же методику.

Пример I. 14. Найти корни системы уравнений

$$x \lg x + z^2 = -0{,}05 \quad (1)$$

$$8x^2 z + 0{,}1y = 0{,}15 \quad (2)$$

$$x + y + z = 1 \quad (3)$$

где x, y, z — мольные доли.

Решение. Делим систему на две подсистемы: в первую входит уравнение (1), а во вторую — уравнения (2) и (3).

Уравнение (1) становится определенным, если принять для одного из неизвестных какое-нибудь значение. В нулевом приближении принимаем $x_0 = 0{,}4$ (принято произвольно, но в пределах между 0 и 1, так как неизвестные представляют собой мольные доли).

Из уравнения (1) получаем в первом приближении

$$z_1 = \sqrt{-0{,}05 - x_0 \lg x_0} = \sqrt{-0{,}05 - 0{,}4 \lg 0{,}4} = 0{,}33$$

Подставив значение $z_1 = 0{,}33$ в подсистему, содержащую уравнения (2) и (3), получим:

$$8x_1^2 \cdot 0{,}33 + 0{,}1y_1 = 0{,}15$$

$$x_1 + y_1 + 0{,}33 = 1$$

Решая эту подсистему в первом приближении, находим $x_1 = 0{,}197$ и $y_1 = 0{,}473$.

В связи с тем что значение $x_1 = 0{,}197$, полученное в первом приближении, отличается от принятой произвольно величины $x_0 = 0{,}4$, повторяем вычисления, принимая на этот раз в качестве исходной величину, полученную при расчете.

При этом

$$z_2 = \sqrt{-0{,}05 - x_1 \lg x_1} = \sqrt{-0{,}05 - 0{,}197 \lg 0{,}197} = 0{,}298 \text{ и т. д.}$$

В приближении различного порядка получаем следующие значения корней:

Порядок приближения	x	y	z
0	0,4	—	—
1	0,197	0,473	0,33
2	0,205	0,497	0,298
3	0,204	0,495	0,301
4	0,204	0,495	0,301

Корни системы уравнений имеют, таким образом, следующие значения: $x = 0{,}204$; $y = 0{,}495$ и $z = 0{,}301$.

Вычисление определенных интегралов

Графический метод. Для вычисления определенного интеграла

$$I = \int_{x_0}^{x_n} F(x)\,dx$$

необходимо построить график функции $F(x)$ и определить площадь S, ограниченную кривой $F(x)$, осью Ox и прямыми $x = x_0$ и $x = x_n$. Численное значение интеграла I получают, умножив величину площади S на ее масштабный коэффициент.

Метод Симпсона *. Делят интервал интегрирования на n равных отрезков (иногда достаточно одного отрезка) и аппроксимируют кривую $F(x)$ дугами парабол. Для вычисления интеграла используют формулу

$$I = \int_{x_0}^{x_n} F(x)\,dx = \frac{x_n - x_0}{6n}\{F(x_0) + F(x_n) + 2[F(x_1) + F(x_2) + \ldots + F(x_{n-1})] + 4[F(x_{1/2}) + F(x_{3/2}) + \ldots + F(x_{n-1/2})]\}$$

где $x_1, x_2, \ldots, x_{n-1}$ — абсциссы точек разбивки интервала интегрирования; $x_{1/2}, x_{3/2}, \ldots, x_{n-1/2}$ — абсциссы середин отрезков, на которые разбит интервал интегрирования; $F(x_0)$ ..., $F(x_{n-1/2})$ — значения функции $F(x)$ в точках $x = x_0, \ldots, x = x_{n-1/2}$.

* Для приближенного вычисления определенных интегралов наряду с методом Симпсона широко применяют метод трапеций. См. Батунер Л. М., Позин М. Е., Математические методы в химической технике, Изд. «Химия», 1968. *(Прим. ред.)*

Пример I. 15. Вычислить определенный интеграл

$$I = \int_0^1 \frac{dx}{1 + x^2}$$

и сравнить найденные приближенные значения с величиной, полученной аналитически:

$$I = \operatorname{arctg} x \Big|_0^1 = \frac{\pi}{4} = 0{,}785398$$

Решение. Строим график функции $F(x) = 1/(1 + x^2)$ (рис. I-18). Площадь, ограниченная кривой, $S = 19{,}61$ $см^2$.

Так как 1 $см^2$ на графике соответствует $0{,}2 \cdot 0{,}2 = 4 \cdot 10^{-2}$, интеграл равен

$$I = 19{,}63 \cdot 4 \cdot 10^{-2} = 0{,}7852$$

Вычислим этот же интеграл по формуле Симпсона. Разделим интервал интегрирования на два ($n = 2$) отрезка. Следовательно, $x_0 = 0$; $x_1 = 0{,}5$; $x_2 = 1$; $x_{1/2} = 0{,}25$ и $x_{3/2} = 0{,}75$.

Вычислив значения функции $F(x) = 1/(1 + x^2)$ при указанных значениях x, получим:

$$F(x_0) = \frac{1}{1+0} = 1; \quad F(x_1) = \frac{1}{1 + 0{,}5^2} = 0{,}8;$$

$$F(x_2) = \frac{1}{1+1} = 0{,}5; \quad F(x_{1/2}) = 0{,}94118 \text{ и } F(x_{3/2}) = 0{,}64$$

Подставив эти величины в уравнение (I. 48), найдем:

$$I = \frac{1-0}{6 \cdot 2}[1 + 0{,}5 + 2 \cdot 0{,}8 + 4(0{,}94118 + 0{,}64)] = 0{,}78539\ldots$$

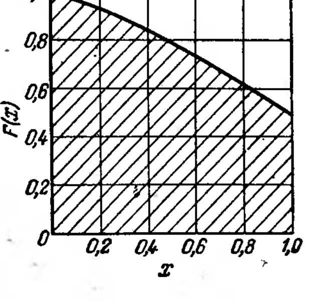


Рис. I-18. Графическое интегрирование (к примеру I. 15).

Как видно из сравнения полученных величин, при графическом интегрировании только три первые значащие цифры получаются точными, в то время как по формуле Симпсона, даже если разделить интервал интегрирования лишь на два отрезка, точными оказываются пять первых значащих цифр.

ЛИТЕРАТУРА

Батунер Л. М., Позин М. Е., Математические методы в химической технике, 5-е изд., Изд. «Химия», 1968.
Семендяев К. А., Эмпирические формулы, Гостехиздат, 1933.
Безикович Я., Приближенные вычисления, Гостехиздат, 1949.
Яковлев К. И., Математическая обработка результатов измерений, Гостехиздат, 1953.
Пентковский М. В., Считающие чертежи (номограммы), ГИТТЛ, 1953.
Caldner A. B., Caldner D. A., Nomograms for chemists, The Royal Institute of chemistry, London, 1962.
Jenson V. G., Jeffrays G. V., Mathematical Methods in Chemical Engineering, London — N. Y., 1962.

Глава II

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Составление материальных балансов основано на использовании закона сохранения массы:

$$\begin{bmatrix}\text{Количество}\\ \text{поступивших}\\ \text{веществ}\end{bmatrix}+\begin{bmatrix}\text{Количество}\\ \text{имевшихся}\\ \text{веществ}\end{bmatrix}=\begin{bmatrix}\text{Количество}\\ \text{веществ,}\\ \text{покинувших}\\ \text{аппарат}\end{bmatrix}+\begin{bmatrix}\text{Количество}\\ \text{оставшихся}\\ \text{веществ}\end{bmatrix} \quad (II.1)$$

Здесь количество вещества выражено в единицах массы. В тех случаях, когда удобнее выразить количество вещества в молях, необходимо учитывать возможное изменение числа молей в результате химических реакций. Равенство (II.1), как правило, неприменимо при выражении количества вещества в единицах объема. Исключение составляют изотермические процессы, протекающие с участием веществ, которые можно считать идеальными газами; при этом следует учитывать изменение объема, происходящее в результате химических реакций.

Материальный баланс может быть общим (суммарным), если он относится ко всей установке или в него включены все вещества, участвующие в процессе, или частным, если он составлен только по отношению к одному компоненту, к части установки, или к определенной фазе. Частные материальные балансы, охватывающие часть установки, могут быть отнесены как ко всем компонентам реакции, так и к одному из них.

Сумма частных материальных балансов всегда равна общему материальному балансу.

Когда в системе протекают химические реакции, при составлении частных материальных балансов следует всегда иметь в виду возможные изменения количества соответствующего компонента.

СОСТАВЛЕНИЕ МАТЕРИАЛЬНЫХ БАЛАНСОВ

Периодические процессы. При проведении периодических процессов вещества поступают на переработку и удаляются из установки в определенные периоды времени. В этом случае уравнение (II.1), написанное для всех веществ и компонентов, принимает вид:

$$\sum_{j'=1}^{j'=n'} Q_{j'} = \sum_{j''=1}^{j''=n''} Q_{j''} \quad (II.2)$$

Материальный баланс по i-му компоненту запишется следующим образом:

$$\sum_{j'=1}^{j'=n'} c_{i,\,j'} Q_{j'} = \sum_{j''=1}^{j''=n''} c_{i,\,j''} Q_{j''} - Q_i \quad (II.3)$$

где $Q_{j'}$ — количество введенного j'-го вещества, *кг*; $Q_{j''}$ — количество удаленного j''-го вещества, *кг*; n' — число введенных веществ; n'' — число удаленых веществ; $c_{i,\,j'}$ — концентрация i-го компонента в j'-ом веществе, *кг/кг*; $c_{i,\,j''}$ — концентрация i-го компонента в j''-ом веществе, *кг/кг*; Q_i — количество i-го компонента, израсходованного в ходе реакции, *кг*.

Непрерывные процессы. В непрерывных процессах все вещества постоянно поступают на переработку, а все готовые продукты постоянно удаляются из установки.

Общим случаем, включающим как периодические, так и непрерывные процессы, является непрерывно-периодический процесс, когда имеется по крайней мере один вид вещества, вводимого или удаляемого непрерывно, и один — периодически. Согласно соотношению (II.1), для бесконечно малого промежутка времени $d\tau$ можно записать:

$$A = \frac{d}{d\tau}\sum_{j=1}^{j=n} Q_j = \sum_{j'=1}^{j'=n} G_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} \quad (II.4)$$

$$A_i = \frac{d}{d\tau}\sum_{j=1}^{j=n} c_{i,\,j} Q_j = \sum_{j'=1}^{j'=n'} c_{i,\,j'} G_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} c_{i,\,j''} G_{j''} - \Gamma_i \quad (II.5)$$

где A — накопление вещества в системе, представляющее собой изменение его количества во времени, т. е. разность между количествами вещества, оставшегося к моменту $\tau + d\tau$, и имевшегося в момент τ, *кг/сек*; A_i — накопление i-го компонента в системе, *кгс/сек*; Q_j — количество j-го вещества в системе, *кг*; $G_{j'}$ — расход вводимого j'-го вещества, *кг/сек*; $G_{j''}$ — расход удаляемого j''-го вещества, *кг/сек*; n — число веществ, присутствующих в системе; n' — число вводимых веществ; n'' — число удаляемых веществ; $c_{i,\,j}$, $c_{i,\,j'}$, $c_{i,\,j''}$ — концентрации i-го компонента в j, j', j''-ом вводимом, присутствующем или удаляемом веществе, *кг/кг*; Γ_i — количество i-го компонента, израсходованного в единицу времени в результате реакции, *кг/сек*.

Если некоторые компоненты поступают в систему не только конвективным путем (расходы компонентов G_j), а, например, вследствие диффузии, то уравнение материального баланса должно содержать соответствующие члены, учитывающие эти потоки компонентов.

Для получения соответствующих соотношений между концентрациями, расходами и временем интегрируют систему уравнений (II.4) и (II.5) с учетом конкретных условий протекания процесса.

В случае непрерывных процессов, протекающих в стационарных условиях, накопления равны нулю и уравнения материального баланса становятся аналогичными соотношениям (II.2) и (II.3) при замене в последних количества веществ Q_i соответствующими расходами G_i.

ФЛЮКТУАЦИИ И ИХ ГАШЕНИЕ

При проведении непрерывных процессов стабилизация значений параметров (концентраций, температур и т. д.) на входе в установку иногда связана со значительными трудностями. Параметр

X на входе в установку определяется соотношением

$$X = \overline{X} + x$$

где $\overline{X}$ — усредненное по времени значение параметра (концентрации, температуры); x — флюктуация величины X.

Флюктуация x является периодической функцией времени, так что истинные значения параметра X колеблются вокруг его среднего значения $\overline{X}$. Усредненное по времени значение флюктуации равно нулю ($x = 0$).

Наличие флюктуаций на входе придает процессу нестационарный характер. Если амплитуда флюктуаций велика (по сравнению с $\overline{X}$), то существует опасность появления значительных возмущений в ходе процесса. В этих условиях необходимо принять меры к гашению (уменьшению амплитуды) флюктуаций.

Для гашения флюктуаций используются буферные сосуды с мешалками. Обычно устанавливают один или несколько сосудов, соединенных последовательно или параллельно, причем параллельно соединенные буферные сосуды эквивалентны одному большому сосуду, емкость которого равна сумме параллельно соединенных емкостей. Выбор числа параллельно соединенных сосудов определяется в основном возможностью обеспечения эффективного перемешивания. Применение одного буферного сосуда (или нескольких параллельных) рекомендуется, когда амплитуда и период флюктуаций велики. Последовательное соединение небольших буферных сосудов рекомендуется для гашения флюктуаций с малым периодом *.

Полученное на основании уравнения (II.5) соотношение между значением X' параметра на выходе из буферного сосуда с перемешиванием (которое предполагается идеальным) и значением X параметра на входе имеет вид:

$$Q \frac{dX'}{d\tau} = G (X - X') \qquad (II.6)$$

где Q — емкость буферного сосуда (количество вещества, содержащееся в нем), *кг*; G — расход вещества, *кг/сек*; τ — время, *сек*.

Уравнение (II.6) позволяет вычислить значение X' параметра на выходе из буферного сосуда в зависимости от его значения на входе. В общем случае, когда флюктуации не подчиняются какому-нибудь определенному закону, решение можно получить путем последовательных приближений с помощью метода конечных разностей.

В некоторых случаях можно допустить, что флюктуации представляют собой гармонические колебания, описываемые уравнением

$$x = A \sin 2\pi f \tau \qquad (II.7)$$

* Выбор схемы соединения приводится в примере II.6.

где A — амплитуда (максимальное абсолютное значение) флюктуаций; $f = 1/\tau_0$ — частота флюктуаций, принимаемых за гармонические, *сек*$^{-1}$; τ_0 — период флюктуаций, *сек*.

При этом значение параметра X' на выходе при одном буферном сосуде описывается выражением:

$$X' = \overline{X} + A_1 \sin (2\pi f \tau - \varphi) \qquad (II.8)$$

В уравнении (II.8) амплитуда флюктуации после гашения A_1 определяется выражением

$$A_1 = \frac{A}{\sqrt{1 + \left(\frac{2\pi f Q}{G}\right)^2}} \qquad (II.9)$$

а сдвиг фаз φ — выражением

$$\operatorname{tg} \varphi = \frac{2\pi f Q}{G} \qquad (II.10)$$

При двух буферных сосудах одинакового объема, соединенных последовательно, конечная амплитуда флюктуаций составляет

$$A_2 = \frac{A}{1 + \left(\frac{2\pi f Q}{G}\right)^2} \qquad (II.11)$$

причем Q — емкость одного из сосудов.

Для обеспечения надежного гашения флюктуаций рекомендуется при расчетах подставлять в формулы (II.9) и (II.11) максимальное значение амплитуды и минимальное значение частоты.

ПРИМЕРЫ

Пример II.11. Вычислить количества отработанной кислоты, 20%-ного олеума и 92%-ной азотной кислоты, необходимые для получения 2000 *кг* нитрующей смеси состава: H_2SO_4 — 60%, HNO_3 — 32%, H_2O — 8%; состав отработанной кислоты: H_2SO_4 — 55%, HNO_3 — 22%, H_2O — 23%.

Решение. Составим общий материальный баланс и частные материальные балансы по азотной кислоте и серному ангидриду (так как олеум содержит серный ангидрид, растворенный в серной кислоте). Согласно уравнениям (II.2) и (II.3)

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q$$

$$c_1'Q_1 + c_3'Q_3 = c'Q$$

$$c_1''Q_1 + c_2''Q_2 = c''Q$$

где Q_1, Q_2, Q_3 и Q — количество отработанной кислоты, олеума, азотной кислоты и нитрующей смеси соответственно, а c_1', c_3', c' и c_1'', c_2'', c'' — концентрации азотной кислоты и серного ангидрида соответственно.

Концентрации серного ангидрида в азотной кислоте (c_3'') и азотной кислоты в олеуме (c_2') равны нулю.

Вычисляем концентрации серного ангидрида (в вес. долях):

для отработанной кислоты

$$c_1'' = 0{,}55 \frac{M_{SO_3}}{M_{H_2SO_4}} = 0{,}55 \frac{80}{98} = 0{,}449$$

для олеума
(олеум содержит 20% SO_3 и 80% H_2SO_4)

$$c_2'' = 0{,}2 + 0{,}8 \frac{80}{98} = 0{,}853$$

для нитрующей смеси

$$c'' = 0{,}6 \frac{80}{98} = 0{,}489$$

Подставив числовые значения известных величин, получим:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2000$$
$$0{,}22Q_1 + 0{,}92Q_3 = 0{,}32 \cdot 2000$$
$$0{,}449Q_1 + 0{,}853Q_2 = 0{,}489 \cdot 2000$$

откуда

$Q_1 = 664$ *кг* отработанной кислоты

$Q_2 = 798$ *кг* олеума

$Q_3 = 538$ *кг* азотной кислоты

Пример II. 2. В кристаллизаторе охлаждают раствор $CuSO_4$ ($G = 1{,}8$ *кг/сек*) от 100 до 20° С. Нужно определить количество получаемых влажных кристаллов и расход рециркулируемого маточного раствора. Кристаллы содержат 8% влаги (маточного раствора); концентрация исходного раствора $c = 43\%$ $CuSO_4$; концентрация маточного раствора $c_1 = 17\%$ $CuSO_4$. При кристаллизации получается $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ с молекулярным весом $M = 249$.

Решение. Составляем общий материальный баланс и материальный баланс по $CuSO_4$:

$$G = G_1 + G_2$$
$$cG = c_1G_1 + c_2G_2$$

где G_1 и G_2 — расход маточного раствора и влажных кристаллов соответственно; c_2 — концентрация $CuSO_4$ во влажных кристаллах.

Вычисляем концентрацию c_2:

$$c_2 = (1 - 0{,}08) \frac{249 - 5 \cdot 18}{249} + 0{,}08 \cdot 0{,}17 = 0{,}602$$

(кристаллы содержат 100 — 8 = 92% $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ и 8% раствора 17%-ной концентрации $CuSO_4$).

Подставив известные величины в уравнение материального баланса, получим систему уравнений:

$$1{,}8 = G_1 + G_2$$
$$0{,}43 \cdot 1{,}8 = 0{,}17G_1 + 0{,}602G_2$$

Отсюда расход маточного раствора

$$G_1 = \frac{1{,}8\,(0{,}602 - 0{,}43)}{0{,}602 - 0{,}17} = 0{,}717 \text{ кг/сек}$$

а расход влажных кристаллов

$$G_2 = 1{,}8 - 0{,}717 = 1{,}083 \text{ кг/сек}$$

Пример II. 3. На установке непрерывного действия (рис. II-1), состоящей из выпарного аппарата, кристаллизатора и сушилки, подвергают переработке раствор $K_2Cr_2O_7$ ($G = 2{,}5$ *кг/сек*) концентрацией $c = 10\%$ для получения кристаллического бихромата калия.

В выпарном аппарате раствор упаривается до $c_1 = 50\%$. Вследствие охлаждения раствора в кристаллизаторе до 25° С концентрация маточного раствора снижается до $c_2 = 13\%$. Кристаллы после выхода из кристаллизатора содержат $u = 30\%$ маточного раствора.

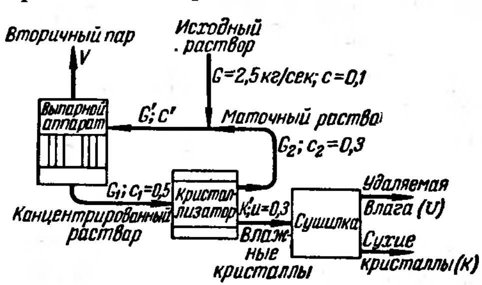


Рис. II-1. К материальному балансу установки для получения бихромата калия.

Определить количество K получаемых сухих кристаллов; количество V выпаренной воды; количество U воды, удаляемой в сушилке; количества G_1 и G_2 концентрированного раствора и рециркулируемого маточного раствора; количество G' и концентрацию c' исходного раствора, поступающего в выпарной аппарат; количество K' влажных кристаллов, поступающих в сушилку.

Решение. Составим материальный баланс всей установки, а также балансы по отдельным операциям.

Для установки в целом

$$G = V + K + U$$
$$cG = K$$

откуда

$$K = 0{,}1 \cdot 2{,}5 = 0{,}25 \text{ кг/сек}$$

и

$$V + U = 2{,}5 - 0{,}25 = 2{,}25 \text{ кг/сек}$$

Баланс сушилки

$$K' = U + K$$
$$[(1 - u) + uc_2]\, K' = K$$

[1 *кг* влажных кристаллов содержит $(1 - u)$ *кг* кристаллизованного $K_2Cr_2O_7$ и u *кг* раствора концентрацией c_2 бихромата калия].

Подставив числовые значения известных величин, получим

$$K' = \frac{0{,}25}{0{,}7 + 0{,}3 \cdot 0{,}13} = 0{,}338 \text{ кг/сек}$$
$$U = 0{,}338 - 0{,}25 = 0{,}088 \text{ кг/сек}$$

Количество выпаренной воды

$$V = 2{,}25 - 0{,}088 = 2{,}162 \text{ кг/сек}$$

Баланс кристаллизатора

$$G_1 = G_2 + K'$$
$$c_1G_1 = c_2G_2 + (1 - u + uc_2)\, K = c_2G_2 + K$$

откуда

$$G_1 = \frac{K - c_2K'}{c_1 - c_2} = \frac{0{,}25 - 0{,}13 \cdot 0{,}338}{0{,}5 - 0{,}13} = 0{,}557 \text{ кг/сек}$$

$$G_2 = 0{,}557 - 0{,}338 = 0{,}219 \text{ кг/сек}$$

Расход и концентрацию раствора, поступающего в выпарной аппарат, определяем из уравнений материального баланса смешения маточного раствора со свежим:

$$G' = G + G_2$$

$$c'G' = cG + c_2G_2$$

откуда

$$G' = 2{,}5 + 0{,}219 = 2{,}719 \text{ кг/сек}$$

$$c' = \frac{0{,}1 \cdot 2{,}5 + 0{,}13 \cdot 0{,}219}{2{,}719} = 0{,}1026 = 10{,}26\%$$

Проверку правильности полученных результатов производим на основе общего баланса и баланса выпарного аппарата по бихромату калия.

Общий баланс

$$G' = V + G_1$$

$$2{,}719 = 2{,}162 + 0{,}557 = 2{,}719$$

Баланс по бихромату калия

$$c'G' = c_1G_1$$

$$0{,}1026 \cdot 2{,}719 = 0{,}5 \cdot 0{,}557$$

$$2{,}8 \approx 2{,}79$$

Таким образом, расчет выполнен правильно.

Пример II. 4. Определить следующие параметры установки для синтеза аммиака (рис. II-2): количество продувочных газов P; расходы V, V_0, V_1, V_2 свежего газа, газа, поступающего в реактор, выходящего из реактора, выходящего из конденсатора; составы поступающих и покидающих реактор газов. Определить также выход аммиака при синтезе.

Исходный газ содержит 99,6% синтез-газа ($N_2 + 3H_2$) и $x' = 0{,}4\%$ метана и других инертных газов, причем максимально допустимое содержание метана и инертных газов в системе $x'_2 = 5\%$. Содержание аммиака в газе, выходящем из реактора, $x_1 = 24\%$, а в газе, выходящем из конденсатора, $x_2 = 4\%$. Все составы указаны в объемн. %. Количество получаемого аммиака $N = 500$ *кг/ч* (с учетом потерь аммиака с продувочными газами).

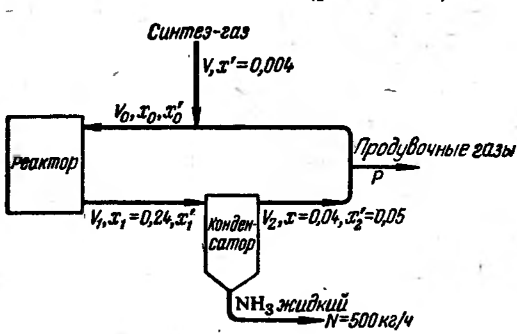


Рис. II-2. К материальному балансу синтеза аммиака.

Решение. Составляем материальный баланс по всей установке и по отдельным операциям. В связи с тем что состав газов дан в объемн. (мольных) %, а в системе происходит химическая реакция, выражаем расходы веществ в *моль/сек*.

Количество получаемого аммиака

$$N = 500 \text{ кг/ч} = \frac{500 \cdot 1000}{17 \cdot 3600} = 8{,}17 \text{ моль/сек}$$

Так как при реакции синтеза аммиака

$$N_2 + 3H_2 \rightleftarrows 2NH_3$$

уменьшение числа молей реагирующих веществ равно числу молей NH_3, получаемых в результате синтеза, общий материальный баланс установки выразится уравнением:

$$V - (N + x_2P) = N + P$$

где $(N + x_2P)$ — общее число молей аммиака, полученного в результате синтеза, равное изменению общего числа молей.

Баланс инертных газов по всей установке:

$$x'V = x_2P$$

Из предыдущих уравнений получаем (с учетом того, что после конденсации максимальное содержание инертных газов в продувочных газах $x'_2 = 0{,}05$):

$$V = \frac{2N}{1 - \dfrac{x'}{x'_2(1 + x_2)}} = \frac{2 \cdot 8{,}17}{1 - \dfrac{0{,}004}{0{,}05}(1 + 0{,}04)} = 17{,}83 \text{ моль/сек}$$

$$P = \frac{x'}{x'_2} V = \frac{0{,}004}{0{,}05} \cdot 17{,}83 = 1{,}425 \text{ моль/сек}$$

Баланс конденсатора (общий баланс, баланс аммиака, баланс инертных газов):

$$V_1 = N + V_2$$

$$x_1V_1 = N + x_2V_2$$

$$x'_1V_1 = x'_2V_2$$

откуда

$$V_1 = \frac{N(1 - x_2)}{x_1 - x_2} = \frac{8{,}17(1 - 0{,}04)}{0{,}24 - 0{,}04} = 39{,}2 \text{ моль/сек}$$

$$V_2 = 39{,}2 - 8{,}17 = 31{,}03 \text{ моль/сек}$$

$$x'_1 = 0{,}05 \frac{31{,}03}{39{,}2} = 0{,}0396$$

Баланс процесса смешения рециркулируемых газов с исходным газом

$$V + (V_2 - P) = V_0$$

$$x_2(V_2 - P) = x_0V_0$$

$$x'V + x'_2(V_2 - P) = x'_0V_0$$

откуда

$$V_0 = 17{,}83 + 31{,}03 - 1{,}425 = 47{,}435 \text{ моль/сек}$$

$$x_0 = 0{,}04 \frac{31{,}03 - 1{,}425}{47{,}435} = 0{,}025$$

$$x'_0 = \frac{0{,}004 \cdot 17{,}83 + 0{,}05(31{,}03 - 1{,}425)}{47{,}435} = 0{,}0327$$

Для проверки полученных результатов используем уравнения материального баланса реактора.

Общий баланс

$$V_0 - (N + x_2P) = V_1$$

$$47{,}435 - (8{,}17 + 0{,}04 \cdot 1{,}425) = 39{,}2$$

$$39{,}207 = 39{,}2$$

Баланс инертных газов

$$x_0V_0 = x_1'V_1$$

$$0{,}0327 \cdot 47{,}435 = 0{,}0396 \cdot 39{,}2$$

$$1{,}552 = 1{,}552$$

Балансы сходятся, следовательно, расчет выполнен правильно.

Выход аммиака при синтезе (с учетом потерь аммиака и синтез-газа с продувочными газами) представляет собой отношение количества аммиака, отбираемого из конденсатора, к количеству, которое можно было бы получить на основе стехиометрических соотношений из исходного газа:

$$\eta = \frac{N}{(1 - x')\frac{V}{2}} \cdot 100 = \frac{8{,}17 \cdot 2}{0{,}996 \cdot 17{,}83} \cdot 100 = 92{,}1\%$$

Пример II. 5. Производят промывку сгущенной суспензии, содержащей $u = 40$ вес. % водного раствора соли A концентрацией 15%. Количество суспензии $N = 2500$ *кг*; плотность твердых частиц $\rho_{тв} = 2600$ *кг/м³*, а плотность раствора практически равна плотности воды; объем отстойника $V = 5$ *м³*. Определить, какое количество воды необходимо для промывки, чтобы после сушки декантированной суспензии содержание соли в ней не превышало 0,01%. Расчет выполнить для двух случаев и сравнить между собой полученные результаты:

а) для случая подачи суспензии в отстойник и непрерывной промывки водой с последующей декантацией суспензии;

б) для периодической повторной промывки равными порциями воды (объем промывной воды равен объему отстойника) с последующей декантацией.

Содержание жидкой фазы в суспензии после каждой декантации считать, как и в исходной суспензии, равным 40 вес. %.

Решение. Будем считать, что во время промывки перемешивание является идеальным, поэтому концентрация соли A одинакова во всем растворе, разбавленном промывной водой. Предположим также, что декантация является идеальной и вода, удаляющаяся из отстойника, не содержит твердых частиц.

Непрерывная промывка. При непрерывной промывке объем промывной воды равен объему удаляемого осветленного раствора

$$\frac{G}{\rho} = \frac{G'}{\rho'}$$

где G, G', ρ, ρ' — расход и плотность воды и осветленного раствора соответственно.

Поскольку было принято, что $\rho = \rho'$, то и $G = G'$.

Баланс соли за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$ выразится равенством:

$$c\,(V - V_0)\,\rho = (c + dc)\,(V - V_0)\,\rho + G'c\,d\tau$$

$$\begin{bmatrix}\text{Исходное}\\ \text{количество}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Оставшееся}\\ \text{количество}\end{bmatrix} + \begin{bmatrix}\text{Удаляемое}\\ \text{количество}\end{bmatrix}$$

где c — концентрация соли в растворе в весовых долях, а V_0 — объем, занимаемый в отстойнике твердыми частицами.

Отсюда (с учетом того, что $G = G'$) имеем

$$-\frac{dc}{c} = \frac{G}{(V - V_0)\,\rho}\,d\tau$$

Интегрируя это дифференциальное уравнение материального баланса в пределах $0 - \tau$ и $c_0 - c_{кон}$ (c_0 — начальная концентрация соли A в момент $\tau = 0$, когда отстойник был наполнен суспензией; $c_{кон}$ — конечная концентрация в момент прекращения подачи промывной воды), получим

$$G\tau = (V - V_0)\,\rho \ln \frac{c_0}{c_{кон}}$$

Общий расход Q воды с учетом количества, необходимого для заполнения отстойника в начальный момент, составит:

$$Q = (V - V_1)\,\rho + G\tau = (V - V_1)\,\rho + (V - V_0)\,\rho \ln \frac{c_0}{c_{кон}}$$

где V_1 — объем суспензии, поступившей в отстойник.

Объем твердой фазы

$$V_0 = \frac{(1-u)}{\rho_{тв}} = \frac{(1 - 0{,}4) \cdot 2500}{2600} = 0{,}577\ м^3$$

Объем сгущенной суспензии, подаваемой в отстойник

$$V_1 = \frac{uN}{\rho} + V = \frac{0{,}4 \cdot 2500}{1000} + 0{,}577 = 1{,}577\ м^3$$

Концентрацию c_0 определяем из баланса соли A (количество соли, содержащейся первоначально в суспензии, не изменяется после добавления воды до заполнения отстойника)

$$c\,(V_1 - V_0)\,\rho = c_0\,(V - V_0)\,\rho$$

где c — концентрация соли в исходной суспензии.

Получаем следующее значение c_0:

$$c_0 = \frac{0{,}15\,(1{,}577 - 0{,}577)}{5 - 0{,}577} = 0{,}0339$$

При определении конечной концентрации $c_{кон}$ следует иметь в виду, что количество соли, содержащейся в декантированной суспензии в конечный момент (содержание раствора такое же, что и в исходной суспензии), не должно превышать 0,01% от высушенной суспензии, так что

$$c_{кон}\,(V_1 - V_0)\,\rho = \frac{0{,}01}{100}\,(1 - u)\,N$$

и

$$c_{кон} = \frac{10^{-4}\,(1 - 0{,}4) \cdot 2500}{(1{,}577 - 0{,}577) \cdot 100} = 1{,}5 \cdot 10^{-4}$$

Таким образом, количество расходуемой воды

$$Q = (5 - 1{,}577) + (5 - 0{,}577) \ln \frac{3{,}39 \cdot 10^{-2}}{1{,}5 \cdot 10^{-4}}\,1000 = 27362\ кг$$

Периодическая повторная промывка равными порциями воды. Концентрацию раствора после первой промывки определяем так же, как и c_0 в первом случае:

$$c_1 = c\frac{V_1 - V_0}{V - V_0}$$

Так как количество раствора в суспензии после первой декантации равно количеству раствора $(V_1 - V_0)\rho$ в исходной суспензии, то между концентрацией после второй промывки и концентрацией после первой промывки имеется такая же взаимосвязь, что и между c_1 и c:

$$c_2 = c_1\frac{V_1 - V_0}{V - V_0} = c\left(\frac{V_1 - V_0}{V - V_0}\right)^2$$

Откуда после n-ой промывки имеем:

$$c_n = c_{n-1}\frac{V_1 - V_0}{V - V_0} = c\left(\frac{V_1 - V_0}{V - V_0}\right)^n$$

Следовательно, число необходимых промывок (с учетом того, что $c_n = c_{кон}$) определяется выражением:

$$n = \frac{\lg\frac{c}{c_{кон}}}{\lg\frac{V - V_0}{V_1 - V_0}}$$

а количество необходимой воды

$$Q' = \rho(V - V_1)\,n$$

Подставив числовые значения, получим

$$n = \frac{\lg\frac{0{,}15}{0{,}00015}}{\lg\frac{5 - 0{,}577}{1{,}577 - 0{,}577}} = 4{,}65$$

Приняв $n = 5$ промывкам, определим общий расход воды

$$Q' = 1000\,(5 - 1{,}577)\cdot 5 = 17100\ кг$$

Следовательно, расход воды на промывку при периодическом процессе промывки на 38% меньше, чем при непрерывной промывке.

Пример II. 6. Для гашения флюктуаций концентрации раствора, поступающего в реактор, должно быть установлено два буферных сосуда с перемешиванием. Определить необходимый объем сосудов и выбрать способ их соединения (последовательно или параллельно).

Расход раствора $G = 3$ *кг/сек*, его плотность $\rho = 1050$ *кг/м³*, максимальная амплитуда флюктуаций составляет 20% от среднего значения концентрации, а максимальный период колебаний τ_0 можно принять равным 1,5 *ч*. После гашения флюктуаций их максимальная амплитуда не должна превышать 3% от среднего значения концентрации.

Решение. При выборе способа соединения сосудов следует исходить из того, чтобы необходимый объем буферных сосудов должен быть минимальным.

Обозначим через z_1 и z_2 отношения A/A_1 и A/A_2, т. е. отношения амплитуд на входе и выходе системы, предназначенной для гашения флюктуаций (индекс 1 относится к параллельному, индекс 2 — к последовательному соединению).

Из уравнений (II. 9) и (II. 11) получаем:

$$z_1 = \sqrt{1 + \left(\frac{2\pi f\cdot 2Q_1}{G}\right)^2}$$

$$z_2 = 1 + \left(\frac{2\pi f Q_2}{G}\right)^2$$

где Q_1 и Q_2 — емкость каждого буферного сосуда при параллельном или последовательном соединении соответственно.

В выражении для коэффициента затухания z_1 принято $Q = 2Q_1$, так как параллельно соединенные буферные сосуды действуют аналогично одному сосуду емкостью, равной сумме емкостей обоих сосудов.

В обоих случаях целью является получение одинаковой степени затухания флюктуаций, т. е. $z_1 = z_2 = z$. Следовательно

$$Q_1^2 = \frac{z^2 - 1}{4\left(\frac{2\pi f}{G}\right)^2}$$

$$Q_2^2 = \frac{z - 1}{\left(\frac{2\pi f}{G}\right)^2}$$

Емкость последовательно соединенных сосудов будет меньше емкости параллельно соединенных сосудов (т. е. $Q_2 < Q_1$) при условии

$$(z - 1) < \frac{z^2 - 1}{4}$$

или

$$\frac{z^2 - 1}{4(z - 1)} = \frac{z + 1}{4} > 1$$

т. е. при $z > 3$.

В рассматриваемом же случае

$$z = \frac{20}{3} = 6{,}67 > 3$$

Поэтому выбираем последовательное соединение буферных сосудов.

Емкость каждого из последовательно соединенных сосудов по рабочему раствору должна быть равна

$$Q_2 = \sqrt{\frac{z - 1}{\left(\frac{2\pi f}{G}\right)^2}} = \frac{G\tau_0}{2\pi}\sqrt{z - 1} = \frac{3600\cdot 3\cdot 1{,}5}{2\pi}\sqrt{6{,}67 - 1} = 6130\ кг$$

или в единицах объема

$$V = \frac{Q_2}{\rho} = \frac{6130}{1050} = 5{,}84\ м^3$$

Следовательно, желаемой степени затухания флюктуаций можно достичь путем установки двух последовательно соединенных буферных сосудов емкостью $V = 5{,}84$ *м³* каждый.

ЗАДАЧИ

Задача II. 1. Какие количества 62- и 92%-ной серной кислоты нужно смешать, чтобы получить 25 *кг* 73%-ной серной кислоты?

Задача II. 2. Необходимо приготовить 3500 *кг* нитрующей смеси состава 63% H_2SO_4, 28% HNO_3 и 9% H_2O. Имеется: 2100 *кг*

отработанной кислоты, содержащей 68% H_2SO_4, 22% HNO_3 и 10% H_2O; 82%-ная азотная кислота; 92%-ная серная кислота и 20%-ный олеум. Определить необходимые количества азотной кислоты, серной кислоты и олеума.

Задача II. 3. Определить количества водных растворов *A*, *B* и *C*, необходимые для получения 6,6 *кг* смеси, содержащей 20% этилового спирта, 37% метилового спирта и 43% воды. Исходные растворы имеют следующий состав: *A* — 35% C_2H_5OH, 20% CH_3OH, *B* — 10% C_2H_5OH, 60% CH_3OH, *C* — 20% C_2H_5OH, 15% CH_3OH.

Задача II. 4. В кристаллизатор поступает 2,5 *кг/сек* водного раствора, содержащего 21,5% KCl и 16,9% NaCl. Маточный раствор на выходе из кристаллизатора содержит 12,5% KCl. Определить:

а) расход рециркулируемого маточного раствора и количество кристаллизующегося в единицу времени KCl (принять, что кристаллы не содержат влаги);

б) концентрацию NaCl в маточном растворе (принять, что NaCl не кристаллизуется).

Задача II. 5. Выпаривается 2500 *кг/ч* 56%-ного раствора NH_4NO_3 до концентрации 96%. Определить количество концентрированного раствора, количество выпариваемой воды и конечную концентрацию примесей, если их количество, поступающее с исходным раствором, составляет 5 *кг/ч*.

Задача II. 6. В колонну для абсорбции двуокиси углерода под давлением поступает синтез-газ, содержащий 18 объемн. % CO_2. Температура газа на входе в абсорбер 35° С, давление 20 *ат*, газ насыщен водяным паром. Расход исходного сухого газа 150 *кмоль/ч*. Газ, содержащий 4% CO_2, покидает абсорбер при 20° С.

Определить: а) количество абсорбируемой двуокиси углерода; б) количество конденсирующихся паров воды; в) расход воды, требуемой для абсорбции, если известно, что концентрация CO_2 в поступающей воде равна нулю, а на выходе из абсорбера мольная доля CO_2 в воде составляет 0,0019.

Указание. Считать, что двуокись углерода является единственным компонентом, растворимым в воде.

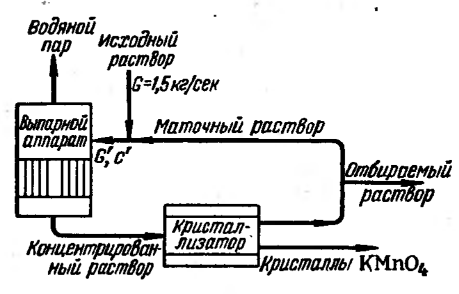


Рис. II-3. К материальному балансу установки для выпаривания и кристаллизации.

Задача II. 7. На установке непрерывного действия, состоящей из выпарного аппарата и кристаллизатора (рис. II-3), подвергают переработке 1,5 *кг/сек* раствора $KMnO_4$, имеющего концентрацию 5%, с целью получения кристаллического перманганата калия.

Исходный раствор содержит 0,1% примесей; концентрация упаренного раствора после выхода из выпарного аппарата равна 35% $KMnO_4$, а концентрация рециркулируемого маточного раствора — 8% $KMnO_4$. Максимально допустимая концентрация примесей в системе должна быть такой, чтобы их содержание в кристаллизованном перманганате не превышало 6%. Определить количество и концентрацию раствора, поступающего в кристаллизатор, количество выпариваемой воды и получаемых кристаллов, а также количество раствора, отбираемого для поддержания постоянного содержания примесей. Кристаллы, получаемые на установке, считать сухими.

Задача II. 8. На установку непрерывного действия по противоточной промывке (рис. II-4) поступает 1,5 *кг/сек* шлама, содержащего 40 вес. % раствора NaOH концентрацией 30%. На промывку шлама расходуется 2 *кг/сек* воды. Определить выход и концентрацию конечного раствора, а также степень рекуперации щелочи. Считать, что шлам, покидающий каждый отстойник, содержит 50 вес. % раствора. Принять, что осветленный раствор не содержит твердых частиц, а перемешивание является идеальным.

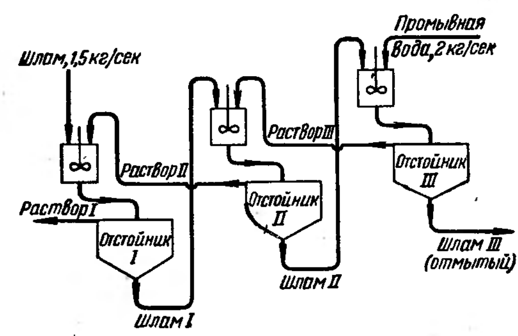


Рис. II-4. Схема движения материала в установке непрерывного отстаивания.

Задача II. 9. Сосуд емкостью $V = 3$ *м*³ с мешалкой наполнен раствором концентрацией 25%. В определенный момент начинают подачу чистой воды ($G = 1{,}2$ *кг/сек*). Через сколько времени концентрация на выходе из сосуда станет равной 2%?

Указание. Принять, что плотность раствора практически равна плотности воды, так что расход раствора, выходящего из сосуда, равен расходу поступающей воды. Перемешивание считать идеальным.

Задача II. 10. Два сосуда емкостью по 2 *м*³, оборудованных мешалкой и соединенных последовательно, наполнены раствором концентрацией $c_0 = 20\%$. В определенный момент начинают подавать воду в первый сосуд ($G = 3$ *кг/сек*), а раствор, вытекающий из него, подают во второй сосуд. Найти закон изменения концентрации раствора на выходе из второго сосуда.

Указание. Задачу решать аналогично задаче II. 9; получив закон изменения концентрации на выходе из первого сосуда, подставить его в уравнение материального баланса второго сосуда.

Задача II. 11. Для гашения флюктуаций концентрации раствора, питающего реактор, с 30 до 2% устанавливают два буферных сосуда с мешалками. Определить объем сосудов и выбрать способ их соединения (последовательно или параллельно).

Количество раствора $G=4$ *кг/сек*, его плотность $\rho=1100$ *кг/м³*, максимальный период флюктуаций 30 *мин*.

Задача II. 12. Определить зависимость между объемом двух буферных сосудов, количеством поступающего раствора G и частотой флюктуаций на входе при условии, что степень затухания флюктуаций при последовательном соединеиии сосудов больше, чем при их параллельном соединении. Плотность раствора ρ.

Указание. При решенни нспользовать уравнения (II. 9) и (II. 11), принимая во внимаиие, что с точки зрения гашения флюктуаций два параллельио соедииенных сосуда эквивэлеитны одному сосуду емкостью, равной емкости обоих.

Задача II. 13. Определить максимальную амплитуду флюктуаций концентрации на выходе из системы, образованной тремя одинаковыми буферными сосудами с мешалкой, соединенными последовательно. Объем каждого сосуда $V=2$ *м³*; расход поступающего раствора $G=2{,}1$ *кг/сек*; его плотность $\rho=1020$ *кг/м³*; максимальная амплитуда флюктуаций на входе $A=40\%$ от среднего значения концентрации, а их минимальная частота 0,0012 *сек⁻¹*.

Какова конечная амплитуда флюктуаций концентрации, если к указанным трем сосудам последовательно присоединить четвертый, имеющий такой же объем, что и первые три?

ЛИТЕРАТУРА

Бесков С. Д., Технохимические расчеты, 4-е изд., Изд. «Высшая школа», 1966.
Danckwerts P. V., Sellers E. S., Industr. Chemist., 27, 395 (1951).
Reynolds E., Gibbon I. D., Attwood D., Trans. Inst. Chem. Engineers, 42, № 1, T13 (1964).

ЧАСТЬ ВТОРАЯ

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Глава III

ЭЛЕМЕНТЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

ГИДРОСТАТИКА

Гидростатическое давление — это давление, оказываемое жидкостью на точку поверхности, расположенную внутри жидкости (или на стенки сосуда). Независимо от ориентации поверхности давление действует в направлении нормали к поверхности. В статическом гравитационном поле гидростатическое давление p зависит от высоты z столба жидкости над данной точкой:

$$p=p_0+\rho gz \qquad \text{(III. 1)}$$

где p_0 — давление над поверхностью жидкости, *н/м²*; ρ — плотность жидкости, *кг/м³*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*.

Для измерения давления часто применяют различные внесистемные единицы измерения: техническая атмосфера 1 *ат* = 1 *кгс/см²* = $9{,}81\cdot10^4$ *н/м²*; физическая атмосфера 1 *атм* = 1,0332 *ат* = $10{,}13\cdot10^4$ *н/м²*; 1 *мм рт. ст.* = $^1/_{760}$ *атм* = $^1/_{735}$ *ат* = 133,3 *н/м²*.

Силу F (в *н*), возникающую в результате действия гидростатического давления, оказываемого жидкостью на поверхность S (в *м²*), можно определить по уравнению

$$F=\int_0^S (p_0+\rho gz)\cdot dS \qquad \text{(III. 2)}$$

Сила гидростатического давлеиия, действующая на тело, погруженное в жидкость

$$F=\rho gV \qquad \text{(III. 3)}$$

где ρ — плотность жидкости, *кг/м³*; V — объем тела, погруженного в жидкость, *м³*.

Возникающая при этом выталкивающая сила F направлена противоположно силе тяжести (снизу вверх), причем точка ее приложения совпадает с центром тяжести объема V.

Принцип равновесия гидростатических давлений в приложении к сообщающимся сосудам приводит к выражению

$$p_{0,\,i}+g\rho_i z_i=\text{const} \qquad (III.\,4)$$

где $p_{0,\,i}$ — давление на поверхности жидкости в i-ом сосуде, *н/м²*; ρ_i — плотность жидкости в i-ом сосуде, *кг/м³*; z_i — высота уровня жидкости в i-ом сосуде, отсчитываемая от точки, в которой сосуды сообщаются, *м*.

ГИДРОДИНАМИКА

Вязкость

Вязкостью называется свойство жидкости, благодаря которому внутри нее возникают напряжения, тангенциально направленные к любому элементу поверхности, разделяющему два участка объема жидкости, когда ее слои, прилегающие к элементу поверхности, скользят друг относительно друга.

Определение динамической вязкости μ основано на законе Ньютона:

$$\sigma=\mu\,\frac{dw}{dn} \qquad (III.\,5)$$

где σ — тангенциальное напряжение; dw/dn — градиент скорости.

Единицей измерения вязкости в СИ является $н\cdot сек/м^2$, численно равная декапуазу (*дапз*). Наиболее распространенной единицей измерения вязкости является сантипуаз (*спз*): 1 *спз* $=10^{-3}$ $н\cdot сек/м^2$.

Кинематической вязкостью ν жидкости называется отношение ее динамической вязкости μ к плотности ρ:

$$\nu=\frac{\mu}{\rho} \qquad (III.\,6)$$

Динамическую вязкость газов при умеренном или низком давлении можно вычислить приближенно по формуле:

$$\mu=6{,}3\cdot10^{-4}\,\frac{M^{1/2}P_{кр}^{2/3}}{T_{кр}^{1/6}}\cdot\frac{T_{прив}^{3/2}}{T_{прив}+0{,}8} \qquad (III.\,7)$$

где μ — динамическая вязкость, *спз*; M — молекулярный вес; T — температура, °K; $P_{кр}$ — критическое давление, *атм*; $T_{кр}$ — критическая температура, °K; $T_{прив}=T/T_{кр}$ — приведенная температура.

Влияние температуры на вязкость газов (при низком или умеренном давлении) можно оценить следующим образом:

если известна вязкость, по крайней мере, при двух температурах, то строят график зависимости $T^{3/2}/\mu$ от T и производят линейную экстраполяцию или интерполяцию;

если известна вязкость только при одной температуре, можно использовать уравнение (III. 7), приведенное к виду

$$\mu=\mu_1\left(\frac{T_{прив}}{T_{прив,\,1}}\right)^{3/2}\cdot\frac{T_{прив,\,1}+0{,}8}{T_{прив}+0{,}8} \qquad (III.\,8)$$

где μ_1 — вязкость при приведенной температуре $T_{прив,\,1}$.

При нормальной и повышенной температуре или при низком и умеренном давлении влиянием давления на вязкость газов можно практически пренебречь.

Вязкость смеси газов можно вычислить по формуле

$$\frac{M_{ср}}{\mu_{ср}}=\sum\frac{x_i M_i}{\mu_i} \qquad (III.\,9)$$

где $\mu_{ср}$ — вязкость смеси; $M_{ср}$ — средний молекулярный вес смеси; x_i — мольная доля i-го компонента; M_i — молекулярный вес i-го компонента; μ_i — вязкость i-го компонента.

При атмосферном давлении вязкость смеси газов можно определить с достаточной точностью по формуле

$$\mu_{ср}=\frac{\sum x_i\mu_i\sqrt{M_iT_{кр,\,i}}}{\sum x_i\sqrt{M_iT_{кр,\,i}}} \qquad (III.\,10)$$

где $T_{кр,\,i}$ — критическая температура i-го компонента, °K.

При отсутствии экспериментальных данных вязкость органических жидкостей можно оценить с помощью эмпирической формулы:

$$\lg(\lg 10\mu)=K\,\frac{\rho}{M}-2{,}9 \qquad (III.\,11)$$

где μ — вязкость жидкости, *спз*; ρ — плотность жидкости, *г/см³*; M — молекулярный вес жидкости; K — константа, определяемая уравнением

$$K=\sum mI_a+\sum I_c \qquad (III.\,12)$$

где mI_a — произведение числа m атомов данного элемента в молекуле вещества на соответствующую атомную константу I_a; I_c — константа, характеризующая структуру молекулы и определяемая группировкой атомов и связями между ними (табл. III-1).

Значения констант I_a приведены ниже:

Элемент	H	C	O	N	Cl	Br	I
Константа I_a	2,7	50,2	29,7	37	60	79	110

Влияние температуры на вязкость жидкости можно определить, если известна ее вязкость, по крайней мере, при двух температурах, используя сравнение с эталонной жидкостью:

$$\frac{t_1-t_2}{\theta_1-\theta_2}=K\,\frac{t_1-t}{\theta_1-\theta} \qquad (III.\,13)$$

где t_1, t_2 — значения температуры жидкости; θ_1, θ_2 — значения температуры эталонной жидкости, при которых ее вязкость равна вязкости сравниваемой жидкости при t_1 и t_2.

Таблица III-1. **Значение константы I_c**

Соединение, группировка или связь	Константа I_c	Соединение, группировка или связь	Константа I_c
Двойная связь	−15,5	$R-\underset{\underset{O}{\Vert}}{C}-H$	+10,0
Пятичленное кольцо атомов *C*	−24,0		
Шестичленное кольцо атомов *C*	−21,0	$CH_3-\underset{\underset{O}{\Vert}}{C}-R$	+5,0
Замещение в шестичленном кольце			
в орто- и пара-положении	+3,0	$-CH-CHCH_2X$ *	+4,0
в мета-положении	+1,0	R_2CHX*	+6,0
R_2CHCHR_2	+8,0	$-OH$	+24,7
		$-COO-$	−19,6
$R-\underset{R}{\overset{R}{C}}-R$	+13,0	$-COOH$	−7,9
		$-NO_2$	−6,4

* X — электроотрицательная группа.

Можно также считать, что не в очень широких пределах вязкость жидкости изменяется с изменением абсолютной температуры *T* по уравнению:

$$\lg \mu = \frac{B}{T} + A \qquad \text{(III. 14)}$$

где *A* и *B* — константы, характерные для данной жидкости.

Вязкость смеси неполярных жидкостей можно определить по формуле:

$$\lg \mu_{ср} = \sum x_i \lg \mu_i \qquad \text{(III. 15)}$$

где x_i и μ_i — соответственно мольная доля и вязкость *i*-го компонента.

Вязкость некоторых газов в зависимости от температуры можно определить с помощью номограммы, приведенной на рис. 1 (Приложение XIX).

Вязкость разбавленных суспензий (при концентрации твердой фазы менее 10 объемн. %) можно вычислить по формуле:

$$\mu_{сусп} = \mu_1 (1 + 2{,}5\psi) \qquad \text{(III. 16)}$$

где μ_1 — вязкость сплошной фазы; ψ — отношение объема дисперсной твердой фазы к объему сплошной фазы.

Общие уравнения гидродинамики

Уравнение неразрывности (сохранения массы) для неустановившегося трехмерного потока жидкости имеет вид:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} \qquad \text{(III. 17)}$$

где ρ — плотность жидкости; w_x, w_y, w_z — проекции скорости на оси *x*, *y*, *z*.

В случае одномерного установившегося потока жидкости уравнение неразрывности запишется в виде:

$$G = w_1\rho_1 S_1 = w_2\rho_2 S_2 \qquad \text{(III. 18)}$$

где *G* — массовый расход жидкости, *кг/сек*; S_1, S_2 — площади поперечного сечения потока, *м*²; w_1, w_2 — средние скорости жидкости в данном сечении, *м/сек*.

Средняя по сечению скорость *w* при $\rho = \text{const}$ определяется выражением:

$$w = \frac{\int_0^S \dot{w}\, dS}{S} \qquad \text{(III. 19)}$$

где $\dot{w}$ — локальное значение скорости.

Если жидкость несжимаема, уравнение (III. 18) принимает вид:

$$G_{об} = w_1 S_1 = w_2 S_2 = \ldots \qquad \text{(III. 20)}$$

Уравнение энергетического баланса между точками *1* и *2* потока (точки *1* и *2* расположены последовательно по ходу жидкости) запишется следующим образом:

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + (u_1 - u_2) + \left(\frac{p_1}{\rho_1} - \frac{p_2}{\rho_2}\right) + Q + W = 0 \qquad \text{(III. 21)}$$

где *g* — ускорение свободного падения, *м/сек*²; *z* — высота по отношению к произвольно принятому уровню, *м*; *w* — средняя скорость, *м/сек*; *u* — внутренняя энергия жидкости, *дж/кгс*; *p* — давление, *н/м*²; ρ — плотность, *кг/м*³; *Q* — тепло, поступившее извне на единицу массы жидкости, *дж/кг*; *W* — механическая энергия на единицу массы, поступившая извне (от насоса, мешалки и т. д.), *дж/кг*.

Уравнение (III. 21) предполагает соблюдение уравнения неразрывности (III. 18).

При изотермическом течении реальной жидкости приращение внутренней энергии равно нулю, а плотность постоянна, так что уравнение (III. 21) принимает вид:

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + \frac{p_1 - p_2}{\rho} + W - F = 0 \qquad \text{(III. 22)}$$

где *F* — энергия трения на единицу массы, *дж/кг*, равная

$$F = \frac{\Delta p}{\rho} = \xi \frac{w^2}{2} \qquad \text{(III. 23)}$$

причем Δp — потери напора на трение (гидравлическое сопротивление), а ξ — коэффициент сопротивления.

Гидродинамическое подобие

Критериальное уравнение при изотермическом течении в установившемся режиме имеет вид

$$\Phi(\mathrm{Fr}, \mathrm{Eu}, \mathrm{Re}) = 0 \qquad (III.24)$$

где Fr, Eu, Re — критерии гидродинамического подобия.

Подобие двух явлений с точки зрения гидродинамики имеет место при равенстве числовых значений указанных критериев подобия, а также при соблюдении условий геометрического подобия.

Критерии подобия получены на основе общих уравнений течения жидкости.

Критерий Fr (Фруда) является мерой отношения сил инерции и гравитационных сил:

$$\mathrm{Fr} = \frac{w^2}{gl} \qquad (III.25)$$

где w — скорость жидкости, *м/сек*; g — ускорение свободного падения, *м/сек*^{2}; l — определяющий линейный размер, *м*.

Критерий Eu (Эйлера) представляет собой отношение перепада давления между двумя точками к силам инерции:

$$\mathrm{Eu} = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \qquad (III.26)$$

где Δp — потеря давления на преодоление гидравлических сопротивлений, *н/м*^{2}; ρ — плотность жидкости, *кг/м*^{3}.

Критерий Re (Рейнольдса) представляет собой отношение кинетической энергии потока к энергии, расходуемой на внутреннее трение:

$$\mathrm{Re} = \frac{wl}{\nu} = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{Gl}{S\mu} \qquad (III.27)$$

где l — определяющий линейный размер, *м*; ν — кинематическая вязкость, *м*^{2}*/сек*; μ — динамическая вязкость, *н·сек/м*^{2}; G — массовый расход жидкости, *кг/сек*; S — площадь поперечного сечения потока, *м*^{2}.

Если $\mathrm{Re} < \mathrm{Re}_{кр}$, движение жидкости происходит в ламинарном режиме; если же $\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_{кр}$, движение жидкости является турбулентным ($\mathrm{Re}_{кр}$ — критическое значение Re). Область $\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_{кр}$ можно в свою очередь разделить на переходную область, в которой режим движения жидкости является недостаточно устойчивым, и на область, в которой турбулентный режим вполне развит. Значение $\mathrm{Re}_{кр}$ зависит от конкретных условий движения жидкости (в трубах, по пластинам и т. д.).

ЧАСТНЫЕ СЛУЧАИ ДВИЖЕНИЯ ЖИДКОСТИ

Движение жидкости по трубопроводам

Режим движения жидкости определяется значением критерия Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = \frac{wd}{\nu}$$

где d — диаметр трубопровода.

Ламинарный режим характеризуется условием $\mathrm{Re} < 2300$, а турбулентный — $\mathrm{Re} > 4000$.

При значениях Re между 2300 и 4000 ламинарный режим может легко переходить в турбулентный*.

Профиль скоростей по сечению трубопровода описывается следующими уравнениями:

при ламинарном движении

$$\dot{w} = 2w\left[1 - \left(\frac{2x}{d}\right)^2\right] \qquad (III.28)$$

при турбулентном движении

$$\dot{w} = 1{,}19w\left[1 - \left(\frac{2x}{d}\right)^{1,25}\right]^{1/7} \qquad (III.29)$$

где $\dot{w}$ — локальная скорость, *м/сек*; x — расстояние от оси трубопровода, *м*; d — диаметр трубопровода, *м*; w — средняя скорость, *м/сек*.

Коэффициент сопротивления при трении в трубопроводе, входящий в уравнение (III.23), *определяется выражением*:

$$\xi = \lambda\frac{l}{d} \qquad (III.30)$$

где λ — коэффициент трения; l — длина трубопровода, *м*; d — диаметр трубопровода, *м*.

Согласно уравнениям (III.23) и (III.30), потери давления при движении жидкости по трубопроводу определяются по уравнению

$$\Delta p = \lambda\frac{l}{d}\cdot\frac{w^2}{2}\rho \qquad (III.31)$$

Коэффициент трения λ находят из соотношений:

при ламинарном режиме

$$\lambda = \frac{64}{\mathrm{Re}}$$

при турбулентном режиме

$$\lambda = f\left(\mathrm{Re}, \frac{e}{d}\right)$$

где e/d — относительная шероховатость (отношение высоты выступов шероховатости e к диаметру d трубопровода).

График для определения коэффициента трения, построенный в логарифмических координатах λ — Re, приведен на рис. 2 (Приложение XIX).

Для аналитического определения коэффициента трения λ может быть использован ряд приближенных формул.

---

* $\mathrm{Re} \approx 2300$ называют нижним, а $\mathrm{Re} = 14\,000$ — верхним критическим значением Re. В расчетах часто принимают верхнее критическое значение $\mathrm{Re} = 10\,000$. При $\mathrm{Re} \geqslant 10\,000$ режим течения является устойчивым турбулентным. (*Прим. ред.*)

Формула Блазиуса

$$\lambda = \frac{0{,}3164}{Re^{0{,}25}} \tag{III. 32}$$

применима для труб с гладкими стенками в области $3 \cdot 10^3 < Re < 10^5$.

Формула Коо

$$\lambda = 0{,}014 + \frac{1{,}056}{Re^{0{,}42}} \tag{III. 33}$$

применима при турбулентном движении жидкости по стальным или чугунным трубопроводам.

В случае турбулентного движения жидкости по шероховатым трубопроводам можно пользоваться формулой

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{e}{3{,}7d} + \left(\frac{6{,}81}{Re} \right)^{0{,}9} \right] \tag{III. 34}$$

В табл. III-2 приведены значения высоты выступов шероховатости e для различных материалов.

Таблица III-2. **Высота выступов шероховатости**

Материал стенки трубопровода	e, *мм*	Материал стенки трубопровода	e, *мм*
Медь, латунь, свинец . . .	0,01—0,05	Чугун после длительной эксплуатации (с загрязнениями)	0,85 и выше
Сталь, не подвергшаяся коррозии	0,06—0,1	Чугун битуминизированный	0,12
Сталь в условиях эксплуатации (мало прокорродировавшая)	0,1—0,2	Железо оцинкованное . .	0,15
Сталь после длительной эксплуатации (сильно прокорродировавшая) . .	0,5 и выше	Дерево (клепки)	0,2—0,9
Чугун (новые трубы) . . .	0,3	Бетон	0,3—3
		Сталь клепаная	0,9—9

В случае неизотермического движения жидкости значения потери давления, вычисленные по формуле (III. 31), умножают на коэффициент f, определяемый по уравнениям:

при ламинарном движении

$$f = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr} \right)^{1/6} \left[1 + 0{,}22 \left(\frac{GrPr}{Re} \right)^{0{,}15} \right] \tag{III. 35}$$

при турбулентном движении

$$f = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr} \right)^{1/3} \tag{III. 36}$$

где Re, Pr и Gr — критерии Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа при температуре жидкости; $Pr_{ст}$ — критерий Прандтля при температуре стенки.

В случае движения жидкости по трубопроводам некруглого сечения для расчета потерь напора при турбулентном режиме вместо диаметра трубы d подставляют эквивалентный (гидравлический) диаметр, определяемый выражением

$$d_э = \frac{4S}{П} \tag{III. 37}$$

где S — поперечное сечение потока; П — смоченный периметр сечения потока.

При движении жидкости по изогнутым трубопроводам (змеевикам) значения потери давления, вычисленные по уравнению (III. 31), умножают на поправочный коэффициент:

$$f_1 = 1 + 3{,}54 \frac{d}{2R} \tag{III. 38}$$

где R — радиус кривизны змеевика.

Потери давления в местных сопротивлениях (отводах, тройниках, сужениях, расширениях, вентилях и т. д.) можно определить по уравнению (III. 31), подставив в уравнение (III. 30) для определения коэффициента сопротивления эквивалентную длину $l_э$ трубопровода

$$l_э = l + \Sigma nd \tag{III. 39}$$

где l — длина трубопровода; d — диаметр трубопровода; n — коэффициент, зависящий от местных сопротивлений.

Таким образом, уравнение (III. 31) для определения суммарной потери давления на прямых участках трубопровода и в местных сопротивлениях переходит в следующее:

$$\Delta p = \lambda \frac{l + \Sigma nd}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \rho \tag{III. 40}$$

В табл. III-3 приведены значения коэффициента n для различных местных сопротивлений.

При более точных расчетах определяют коэффициент сопротивления ξ каждого местного сопротивления и в уравнение (III. 31)

Таблица III-3. **Значения коэффициента n**

Вид местного сопротивления	n	Вид местного сопротивления	n
Отвод (45°)	15	Тройник →↓→	90
Отвод (90°) при диаметре труб, *мм*		Крестовина	50
9,5—63,5	30	Вентиль	60—300
76—152	40	Кран	10—15
178—254	50	Задвижка (полностью открытая)	7
Колено (90°), прямое	60	Ротационный счетчик	200—300
Тройник →↑→	60		

подставляют сумму коэффициентов местных сопротивлений

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi\right) \cdot \frac{w^2}{2} \rho \qquad \text{(III. 41)}$$

Значения коэффициентов местных сопротивлений приведены в справочной литературе*.

Потери давления в межтрубном пространстве теплообменников при наличии перегородок можно определить по формуле

$$\Delta p = \lambda \frac{D(n+1)}{d_э} \cdot \frac{w_{ср}^2}{2} \rho \qquad \text{(III. 42)}$$

где Δp — общая потеря давления (включая вход и выход) в межтрубном пространстве, *н/м²*; D — внутренний диаметр кожуха, *м*; n — число перегородок; $w_{ср} = G_{об}/S_{ср}$ — средняя скорость движения жидкости, *м/сек*; $G_{об}$ — объемный расход жидкости, *м³/сек*; $S_{ср} = DL(t-d)/t$ — среднее поперечное сечение потока, *м²*; L — расстояние между поперечными перегородками, *м*; t — шаг (расстояние между осями соседних труб), *м*; d — наружный диаметр труб, *м*; $d_э$ — эквивалентный диаметр межтрубного пространства, *м*; λ — коэффициент трения, который определяется по рис. 3 (Приложение XIX) в зависимости от величины критерия $Re = w_{ср}d_э/\nu$.

Значения $d_э$ для труб, расположенных по углам квадрата, рассчитывают по уравнению

$$d_э = \frac{4(t^2 - \pi d^2/4)}{\pi d}$$

а для труб, расположенных по углам равностороннего треугольника, по уравнению

$$d_э = \frac{4(0{,}86t^2 - \pi d^2/4)}{\pi d}$$

Истечение из отверстий, пленочное течение по поверхности, перетекание через перегородки и водосливы

При истечении жидкости из отверстия скорость жидкости в самом узком сечении струи составляет

$$w = \varphi \sqrt{2gH} \qquad \text{(III. 43)}$$

где g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; H — высота верхнего уровня жидкости над центром отверстия, *м*; φ — коэффициент скорости.

Для воды коэффициент скорости $\varphi = 0{,}97$—$0{,}98$.

Объемный расход $G_{об}$ жидкости через отверстие выражается уравнением

$$G_{об} = \mu S \sqrt{2gH} \qquad \text{(III. 44)}$$

где $\mu = \varphi S_{мин}/S$ — коэффициент расхода; S — площадь поперечного сечения отверстия, *м²*; $S_{мин}$ — площадь наиболее узкого поперечного сечения струи, *м²*; $S_{мин}/S$ — коэффициент сжатия струи (для воды $\mu = 0{,}59 - 0{,}63$).

* См., например, Идельчик И. Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям, ГЭИ, 1960. (*Прим. ред.*)

В случае стекания пленки по вертикальной поверхности ламинарный характер движения определяется условием $Re < Re_{кр}$, где

$$Re_{кр} = 2{,}4 \left(\frac{\sigma^3}{g\rho^3\nu^4}\right)^{1/11} \qquad \text{(III. 45)}$$

где $Re = w\delta/\nu$ — критерий Рейнольдса; w — средняя скорость пленки жидкости, *м/сек*; δ — средняя толщина пленки жидкости, *м*; ν — кинематическая вязкость, *м²/сек*; σ — поверхностное натяжение, *н/м*; ρ — плотность жидкости, *кг/м³*.

Если $Re > Re_{кр}$, движение жидкости сначала приобретает волнообразный характер, а затем переходит в турбулентное*.

Профиль скоростей по толщине ламинарной пленки жидкости описывается выражением

$$\dot{w} = \frac{g\rho}{\mu}\left(\delta y - \frac{1}{2} y^2\right) \qquad \text{(III. 46)}$$

где $\dot{w}$ — локальное значение скорости, *м/сек*; μ — динамическая вязкость, *н·сек/м²*; y — расстояние от поверхности, *м*.

Линейная плотность орошения Γ ($кг \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1}$) определяется при ламинарном течении пленки по уравнению

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{3\mu} \delta^3 \qquad \text{(III. 47)}$$

С помощью этого уравнения можно также вычислить толщину пленки δ в функции от линейной плотности орошения Γ.

При волнообразном движении жидкости

$$\Gamma = g \frac{\rho^2}{2{,}4\mu} \delta^3 \qquad \text{(III. 48)}$$

В случае перетекания через перегородки или водосливы скорость движения жидкости на некотором расстоянии z от ее верхнего уровня можно приближенно определить при помощи уравнения (III. 43) при подстановке в него вместо высоты H расстояния z.

Объемный расход перетекающей жидкости можно вычислить по следующим уравнениям:

для перегородок

$$G_{об} = 1{,}84Lz^{3/2} \qquad \text{(III. 49)}$$

для водосливов и сосудов с переливом с кривыми или круглыми стенками

$$G_{об} = 1{,}47Lz^{1/4} \qquad \text{(III. 50)}$$

где $G_{об}$ — объемный расход перетекающей жидкости, *м³/сек*; L — длина кромки перегородки или внутренний периметр края перелива, *м*; z — толщина слоя жидкости над водосливом, *м*.

Движение жидкости через зернистые слои и насадки рассматривается в гл. X.

* Если поверхность пленки воды становится волнистой, $Re_{кр} \approx 30$; волновое движение пленки переходит в турбулентное при $Re_{кр} \approx 1600$. (*Прим. ред.*)

Гидродинамика кипящего (псевдоожиженного) слоя

Скорость, соответствующая началу псевдоожижения, может быть определена по формуле Лева:

$$w_{пс} = 9{,}35 \cdot 10^{-3} \frac{d^{1,82}}{\nu^{0,88}} \left(\frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho}\right)^{0,94} \quad (III.51)$$

где $w_{пс}$ — фиктивная скорость жидкости (отнесенная к сечению пустой колонны), при которой начинается псевдоожижение, *м/сек*; d — средний диаметр частиц, форма которых принимается шарообразной, *м*; ν — кинематическая вязкость жидкости, $м^2/сек$; $\rho_{тв}$ — плотность твердых частиц, $кг/м^3$; ρ — плотность жидкости, $кг/м^3$.

Если $Re_{пс} > 10$, полученные с помощью уравнения (III.51) значения следует умножить на коэффициент K, определяемый по уравнению

$$K = 1{,}775\ Re^{-0,272} \quad (III.52)$$

где $Re_{пс} = w_{пс}d/\nu$ — критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдоожижения.

Скорость, соответствующая началу псевдоожижения, может быть определена также по формуле Тодеса (с точностью ±20%)

$$Re_{пс} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}} \quad (III.53)$$

где $Ar = \frac{gd^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho}$ — критерий Архимеда.

Псевдоожижение полидисперсных материалов происходит постепенно в некотором интервале скоростей. Для упрощения расчетов диаметр d частиц можно заменить средним диаметром

$$d_{ср} = \sqrt{\frac{\sum (n_i d_i^3)}{\sum n_i}} \quad (III.54)$$

где d — диаметр частиц i-ой гранулометрической фракции, равный среднему арифметическому сторон ячеек сит, которым соответствует данная фракция; n_i — число частиц в данной фракции.

Для определения среднего диаметра частиц рекомендуется следующая формула:

$$\frac{1}{d_{ср}} = \frac{\sum \frac{G_i}{d_i}}{\sum G_i} \quad (III.54a)$$

где G_i — масса i-ой фракции со средним диаметром частиц d_i.

Для частиц, форма которых отличается от шарообразной, критерий Re умножают на фактор формы

$$\varphi = \left[0{,}207 \frac{S}{V^{2/3}}\right]^{1/2} \quad (III.55)$$

где S — поверхность частицы; V — объем частицы.

Скорость уноса частиц из псевдоожиженного слоя (скорость свободного падения частиц) приближенно определяют по уравнению

$$Re_y = \frac{Ar}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}} \quad (III.56)$$

где $Re_y = w_y d/\nu$ — значение критерия Рейнольдса, соответствующее скорости уноса; w_y — фиктивная скорость уноса (отнесенная ко всему сечению аппарата).

Определение скорости уноса см. в гл. IV.

Высота псевдоожиженного слоя z может быть определена из отношения

$$\frac{z}{z_{нач}} = \frac{1 - \varepsilon_{нач}}{1 - \varepsilon} \quad (III.57)$$

где $z_{нач}$ — высота слоя до псевдоожижения; ε — доля пустот (порозность слоя), представляющая собой отношение объема сплошной фазы к объему псевдоожиженного слоя.

Порозность слоя в начале псевдоожижения $\varepsilon_{нач}$ зависит от формы частиц и практически соответствует порозности неподвижного слоя. Для частиц с формой, близкой к шарообразной, среднее значение начальной порозности $\varepsilon_{нач} \approx 0{,}4$.

Точное вычисление порозности представляет значительные трудности, особенно в случае псевдоожижения газами. Для определения порозности можно пользоваться рис. III-1, на котором представлена зависимость степени расширения слоя $z/z_{нач}$ от числа псевдоожижения N при различных размерах частиц (в *мкм*, или μ).

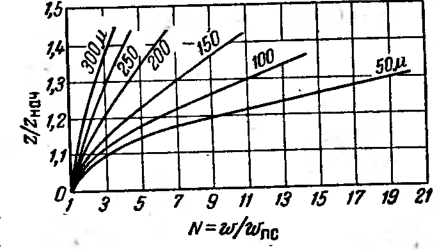


Рис. III-1. Зависимость степени расширения слоя $z/z_{нач}$ от числа псевдоожижения N.

Число псевдоожижения представляет собой отношение фиктивной скорости газа к минимальной фиктивной скорости, соответствующей началу псевдоожижения $N = w/w_{пс}$.

При гомогенном псевдоожижении (псевдоожижение жидкостью) можно использовать формулу Ричардсона — Цаки:

$$\frac{w}{w_y} = \varepsilon^n \quad (III.58)$$

где w_y — скорость уноса.

Показатель степени n выражается зависимостями:

$$n = (4{,}35 + 17{,}5d/D)\ Re^{-0,03} \quad при \quad 0{,}2 < Re < 1{,}0 \quad (III.59)$$

$$n = (4{,}35 + 18d/D)\ Re^{-0,1} \quad при \quad 1{,}0 < Re < 200 \quad (III.60)$$

$$n = 4{,}45\ Re^{-0,1} \quad при \quad 200 < Re < 500 \quad (III.61)$$

$$n = 2{,}39 \quad при \quad Re > 500 \quad (III.62)$$

где D — диаметр колонны.

Плотность псевдоожиженного слоя составляет

$$\rho' = \varepsilon\rho + (1-\varepsilon)\,\rho_{тв} \qquad \text{(III. 63)}$$

где ρ', ρ, $\rho_{тв}$ — плотность псевдоожиженного слоя, жидкости и твердых частиц соответственно.

При псевдоожижении газами, учитывая, что $\rho \ll \rho_{тв}$, можно использовать упрощенное выражение:

$$\rho' = \rho'_{нач}\,\frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon_{нач}} = (1-\varepsilon)\,\rho_{тв} \qquad \text{(III. 64)}$$

где $\rho'_{нач}$ — плотность неподвижного слоя.

Уравнение неприменимо при больших значениях порозности $(\varepsilon \to 1)$.

Потерю давления в псевдоожиженном слое можно практически считать равной весу слоя на единицу площади его поперечного сечения:

$$\Delta p = \rho' g z = [\varepsilon\rho + (1-\varepsilon)\,\rho_{тв}]\,gz \qquad \text{(III. 65)}$$

При псевдоожижении газом

$$\Delta p = (1-\varepsilon)\,\rho_{тв} g z = (1-\varepsilon_{нач})\,\rho_{тв} g z_{нач} \qquad \text{(III. 66)}$$

ПЕРЕМЕЩЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

Насосы для перемещения жидкостей

Мощность (в *вт*), *потребляемая насосом*

$$N = \frac{GW}{\eta} \qquad \text{(III. 67)}$$

где G — массовая производительность насоса, *кг/сек*; W — полная удельная энергия, сообщаемая единице массы жидкости в насосе [см. уравнение (III. 21)], *дж/кг*; η — полный к. п. д. насоса.

Напор насоса H выражают в *м* столба жидкости; величина напора связана с удельной энергией W зависимостью:

$$H = \frac{W}{g} \qquad \text{(III. 68)}$$

где g — ускорение свободного падения.

Гидравлический к. п. д. насоса $\eta_г$ выражается отношением

$$\eta_г = \frac{\Delta H}{H} \qquad \text{(III. 69)}$$

где ΔH — геометрическая высота подъема.

Компрессоры

Теоретическая мощность, необходимая для сжатия газа от начального давления p_0 до конечного давления $p_к$, определяется по уравнениям:

при изотермическом сжатии

$$N_{из} = p_0 G_{об,\,0} \ln\frac{p_к}{p_0} \qquad \text{(III. 70)}$$

при политропическом сжатии

$$N_п = p_0 G_{об,\,0}\,\frac{n}{n-1}\left[\left(\frac{p_к}{p_0}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1\right] \qquad \text{(III. 71)}$$

При адиабатическом сжатии показатель политропы n в уравнении (III. 71) заменяется показателем адиабаты k.

В уравнениях (III. 70) и (III. 71) N — теоретическая мощность, *вт*; p — давление газа, *н/м²*; $G_{об,\,0}$ — объемный расход газа на входе в компрессор, *м³/сек*; n — показатель политропы, причем по уравнению политропы $pG^n_{об,\,0} = \text{const}$.

При многоступенчатом сжатии общая теоретическая мощность равна сумме мощностей, затрачиваемых на отдельных ступенях. Если степень сжатия

$$z = \frac{p_M}{p_{M-1}} \qquad \text{(III. 72)}$$

постоянна, то теоретическая мощность одинакова для каждой ступени, и уравнения (III. 70) и (III. 71) принимают вид:

$$N_{из} = m p_0 G_{об,\,0} \ln z \qquad \text{(III. 73а)}$$

$$N_п = m p_0 G_{об,\,0}\,\frac{n}{n-1}\left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1\right) \qquad \text{(III. 73б)}$$

где p_{M-1}, p_M — давление газа после $(M-1)$-й и M-й ступени соответственно; m — число ступеней сжатия.

Уравнения (III. 72) и (III. 73) получены при условии, что температура газа перед каждой ступенью равна начальной температуре газа на входе в компрессор.

Число необходимых ступеней сжатия m определяют из соотношения

$$z^m = \frac{p_к}{p_0} \qquad \text{(III. 74)}$$

Рекомендуемое значение степени сжатия одной ступени для поршневых компрессоров равно 3—4. У турбокомпрессоров степень сжатия z составляет 1,2—1,4.

Мощность, действительно расходуемая на сжатие, отличается от теоретической и определяется по уравнению

$$N_{инд} = \frac{N_{из}}{\eta_{из}} \qquad \text{(III. 75)}$$

или

$$N_{инд} = \frac{N_{ад}}{\eta_{ад}} \qquad \text{(III. 75а)}$$

где $N_{инд}$ — действительная (индикаторная) мощность, затрачиваемая на сжатие газа; $\eta_{из}$ — изотермический к. п. д., характеризующий степень совершенства

процесса сжатия в компрессоре при наличии охлаждения газа; $\eta_{ад}$ — адиабатический к. п. д., характеризующий степень совершенства процесса сжатия в компрессоре без охлаждения или с неинтенсивным охлаждением (одноступенчатые поршневые компрессоры).

Мощность N на валу компрессора связана с мощностью, затрачиваемой на сжатие газа, зависимостью

$$N = \frac{N_{инд}}{\eta_м} \qquad (III.76)$$

где $\eta_м$ — механический к. п. д., величина которого обычно составляет 0,88—0,98.

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

Критерий Рейнольдса для мешалок

$$\mathrm{Re} = \frac{nd^2}{\nu} \qquad (III.77)$$

где n — скорость вращения мешалки, *об/сек*; d — диаметр окружности, описываемой концами лопастей мешалки, *м*; ν — кинематическая вязкость жидкости, *м²/сек*.

Рабочую мощность, потребляемую мешалкой, можно определить по уравнению

$$N = cd^{5-2m}n^{3-m}\rho^{1-m}\mu^m \qquad (III.78)$$

где ρ — плотность жидкости, *кг/м³*; μ — динамическая вязкость жидкости, *н·сек/м²*; c, m — константы, имеющие определенные численные значения для мешалок различных типов.

Значения c и m для наиболее распространенных типов мешалок приведены в Приложении XVIII, где указаны также отношения $D_{вн}/d$, h_3/d и h_1/d, причем $D_{вн}$ — внутренний диаметр сосуда; h_3 — уровень жидкости в сосуде; h_1 — расстояние между нижней кромкой лопасти и дном сосуда.

Если мешалка, для которой определяют рабочую мощность, не подобна геометрически мешалкам, для которых указаны в литературе значения c и m, то вычисленную с помощью уравнения (III.78) мощность надо умножить на коэффициент K, определяемый по уравнениям *:

для лопастных мешалок

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d}\right)^{1,1}\left(\frac{h_3}{D_{вн}}\right)^{0,6}\left(\frac{4h}{d}\right)^{0,3} \qquad (III.79)$$

где h — высота лопасти мешалки

для турбинных мешалок

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d}\right)^{0,93}\left(\frac{h_3}{D_{вн}}\right)^{0,6} \qquad (III.80)$$

* Приводимые уравнения получены для сосудов без отражательных перегородок. *(Прим. ред.)*

ПРИМЕРЫ

Пример III.1. Определить силу давления жидкости плотностью $\rho = 1100$ *кг/м³* на трапециедальную перегородку водослива, расположенную под углом $\alpha = 60°$ к горизонтали (рис. III-2). Длина большего основания трапеции $B = 5$ *м*, а меньшего основания $b = 3$ *м*; высота перегородки $H = 6$ *м*. Давление на поверхность жидкости такое же, что и с наружной стороны перегородки. Найти также точку приложения равнодействующей силы давления (центр давления).

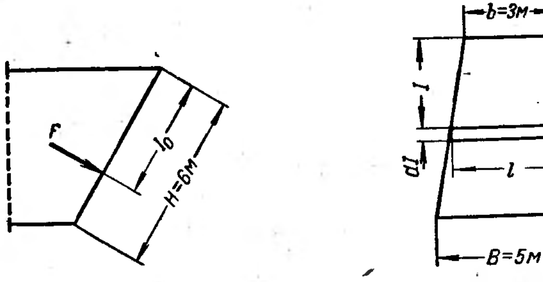


Рис. III-2. Перегородка водослива (к примеру III.1).

Решение. Силе давления, определяемой по уравнению (III.2), противодействует сила давления окружающей среды на наружную поверхность перегородки. Следовательно, результирующая сила, действующая на перегородку

$$F = \int_0^S (p_0 + \rho gz)\,dS - p_0S = \int_0^S \rho gz\,dS$$

Заменяем переменную S, выражая ее как функцию высоты трапеции l, отсчитываемой сверху

$$z = l\sin\alpha$$

$$dS = l\,dl = \left(b + \frac{B-b}{H}\,l\right)dl$$

После интегрирования получаем

$$F = \int_0^H \rho gl\sin\alpha\left(b + \frac{B-b}{H}\,l\right)dl = \rho g\sin\alpha\left(\frac{H^2}{2}\,b + \frac{B-b}{3}\,H^2\right) = \rho g\sin\alpha H^2\,\frac{2B+b}{6}$$

или после подстановки числовых значений

$$F = 1100\cdot 9{,}81\cdot 0{,}865\cdot 6^2\,\frac{2\cdot 5+3}{6} = 730\,000\ н$$

Центр давления находим, приравняв сумму моментов элементарных сил $dF = \rho gzdS$ моменту равнодействующей силы гидростатического давления относительно одной и той же точки (выбираем верхнюю точку перегородки).

Сумма моментов элементарных сил

$$\int dM = \int_0^S l\,dF = \int_0^H \rho g\sin\alpha l^2\left(b + \frac{B-b}{H}\,l\right)dl = \rho g\sin\alpha H^3\,\frac{3B+b}{12}$$

Момент равнодействующей

$$M = Fl_0 = \rho g \sin \alpha H^2 \frac{2B+b}{6} l_0$$

Приравнив оба момента, получим

$$\rho g \sin \alpha H^3 \frac{3B+b}{12} = \rho g \sin \alpha H^2 \frac{2B+b}{6} l_0$$

$$l_0 = \frac{H}{2} \cdot \frac{3B+b}{2B+b} = \frac{6}{2} \cdot \frac{3 \cdot 5 + 3}{2 \cdot 5 + 3} = 4{,}15 \text{ м}$$

Следовательно, центр давления расположен на расстоянии 4,15 *м* от верхней кромки перегородки по оси симметрии последней.

Пример III.2. Размеры колокола газгольдера, имеющего цилиндрическую форму (рис. III-3), следующие: диаметр $D = 10$ *м*, высота $H_0 = 6$ *м*, толщина стенки $\delta = 6$ *мм*. Плотность материала, из которого изготовлен газгольдер, $\rho_м = 7900$ *кг/м³*. В газгольдере находится синтез-газ: плотность газа при нормальных условиях $\rho_г^0 = 0{,}38$ *кг/м³*. Минимально допустимый уровень воды по отношению к нижнему краю колокола $h_{мин} = 50$ *мм*. Температура окружающей среды $t = 20°$ C. Определить максимальную емкость газгольдера, а также максимальное и минимальное давление газов в нем.

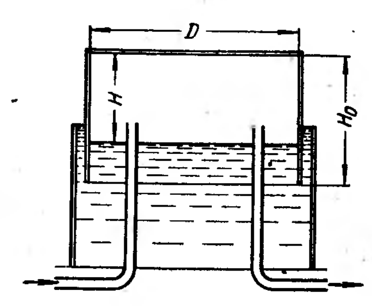


Рис. III-3. Мокрый газгольдер.

Решение. Избыточное давление газа в газгольдере

$$p = \frac{G - G_1 - G_2}{S}$$

где G — вес колокола, причем $G = (\pi D H_0 + \pi D^2/4)\delta\rho_м g$; G_1 — вес объема воды, вытесняемого погруженной частью колокола $[G_1 = \pi D(H_0 - H) = \delta\rho_в g]$; G_2 — выталкивающая сила воздуха, действующая на объем газа в газгольдере $[G_2 = SH(\rho - \rho_г)g]$.

В этих выражениях

ρ — плотность воздуха; $\rho_в$ — плотность воды; H — высота пространства, занятого газом; $S = \pi D^2/4$ — площадь поперечного сечения газгольдера; $\rho_г$ — плотность газа, равная при рабочих условиях

$$\rho_г = \rho_г^0 \frac{p_0 + p}{p_0} \cdot \frac{273}{273+t}$$

Подставив все величины, получим:

$$p = \frac{4H_0 + D}{D} \delta\rho_м g - 4\frac{H_0 - H}{D} \delta\rho_в g - H\left(\rho - \rho_г^0 \frac{p_0+p}{p_0} \frac{273}{273+t}\right) g$$

откуда

$$p = \frac{\frac{4H_0 + D}{D} \delta\rho_м - 4\frac{H_0 - H}{D} \delta\rho_в - H\left(\rho - \rho_г^0 \frac{273}{273+t}\right)}{1 - H\rho_г^0 \frac{1}{p_0} \cdot \frac{273}{273+t} g} g$$

Когда газгольдер наполнен газом, то $H_0 - H = h_{мин} = 0{,}05$ *м* и избыточное давление в нем

$$p = \frac{\frac{4 \cdot 6 + 10}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 7900 - 4\frac{0{,}05}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 - (6 - 0{,}05)\left(1{,}16 - 0{,}38\frac{273}{293}\right)}{1 - (6 - 0{,}05) \cdot 0{,}38 \frac{273}{293} \cdot \frac{9{,}81}{1{,}013 \cdot 10^{-5}}} \cdot 9{,}81 =$$

$$= \frac{161 - 0{,}12 - 4{,}8}{1 - 2{,}04 \cdot 10^{-4}} \cdot 9{,}81 = 1540 \text{ н/м}^2 = 0{,}0152 \text{ ат}$$

В расчете было принято, что плотность воды $\rho_в = 1000$ *кг/м³*, плотность воздуха $\rho = 1{,}16$ *кг/м³*, а атмосферное давление $p_0 = 1{,}013 \cdot 10^{-5}$ *н/м²*.

Когда газгольдер близок к опорожнению ($H \to 0$), избыточное давление p' стремится к значению

$$p' = \left(161 - 4\frac{6}{10} \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 1000\right) \cdot 9{,}81 = 1440 \text{ н/м}^2 = 0{,}0142 \text{ ат}$$

Максимальная емкость газгольдера

$$Q = V\rho_г = \frac{\pi D^2}{4}(H_0 - h_{мин})\rho_г^0 \frac{p_0 + p}{p_0} \cdot \frac{273}{273+t} =$$

$$= \frac{3{,}14 \cdot 10^2}{4}(6 - 0{,}05) \cdot 0{,}38 \frac{1{,}013 \cdot 10^5 + 1540}{1{,}013 \cdot 10^5} \cdot \frac{273}{293} = 167{,}6 \text{ кг синтез-газа}$$

Пример III.3. Рассчитать вязкость двуокиси серы при 300° C и атмосферном давлении. Вязкость двуокиси серы при 20 и 150° C соответственно равна $1{,}26 \cdot 10^{-2}$ и $1{,}86 \cdot 10^{-2}$ *спз*, а критическая температура $T_{кр} = 430°$ K при критическом давлении $P_{кр} = 77{,}7$ *атм*. Сравнить вычисленное значение с экспериментальным $\mu = 2{,}46 \times 10^{-2}$ *спз*.

Решение. а) Для расчета вязкости применим уравнение (III.7):

$$\mu = 6{,}3 \cdot 10^{-4} \frac{M^{1/2} P_{кр}^{2/3}}{T_{кр}^{1/6}} \cdot \frac{T_{прив}^{3/2}}{T_{прив} + 0{,}8}$$

Молекулярный вес SO_2 $M = 64$. Приведенная температура $T_{прив} = (300 + 273)/430 = 1{,}335$.

Подставив эти данные в исходное уравнение, получим значение вязкости:

$$\mu = 6{,}3 \cdot 10^{-4} \frac{64^{1/2} 77{,}7^{2/3}}{430^{1/6}} \cdot \frac{1{,}335^{3/2}}{1{,}335 + 0{,}8} = 2{,}41 \cdot 10^{-2} \text{ спз}$$

б) Строим график $y = T^{3/2}/\mu$ в зависимости от t (рис. III-4), используя два известных значения μ

$$t_1 = 20° \text{ C}; \quad y_1 = \frac{T^{3/2}}{\mu} = \frac{(293)^{3/2}}{1{,}26 \cdot 10^{-2}} = 3{,}98 \cdot 10^5$$

$$t_2 = 150° \text{ C}; \quad y_2 = \frac{T^{3/2}}{\mu} = \frac{(423)^{3/2}}{1{,}86 \cdot 10^{-2}} = 4{,}68 \cdot 10^5$$

Из рис. III-4 следует, что при 300° С значение $y = 5{,}485 \cdot 10^5$, поэтому вязкость равна:

$$\mu = \frac{T^{3/2}}{y} = \frac{(573)^{3/2}}{5{,}485 \cdot 10^5} = 2{,}49 \cdot 10^{-2}\ спз$$

То же значение y можно получить, используя уравнение прямой, проходящей через точки t_1, y_1 и t_2, y_2.

в) Определим вязкость при 300° С, полагая, что известна лишь вязкость μ_1 при 150° С. Воспользуемся для этого уравнением (III. 8):

$$\mu = \mu_1 \left(\frac{T_{прив}}{T_{прив,\,1}}\right)^{3/2} \cdot \frac{T_{прив,\,1} + 0{,}8}{T_{прив} + 0{,}8} =$$

$$= 1{,}86 \cdot 10^{-2} \left(\frac{573}{423}\right)^{3/2} \cdot \frac{423/430 + 0{,}8}{573/430 + 0{,}8} =$$

$$= 2{,}44 \cdot 10^{-2}\ спз$$

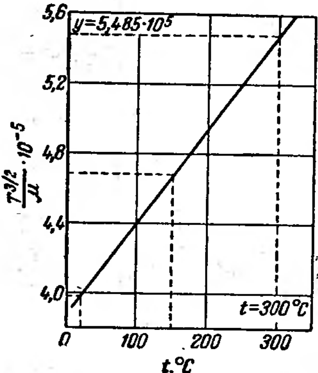


Рис. III-4. График функции $y = T^{3/2}/\mu$.

Таким образом, ошибки при определении вязкости газообразного SO_2 различными методами составляют 2; 1,2 и 0,8% соответственно.

Примечание. В общем случае при использовании метода *в* и особенно, метода *а* точность определения вязкости несколько меньше полученной в данном примере.

Пример III. 4. Рассчитать вязкость уксусной кислоты при 40° С. Плотность уксусной кислоты при 40° С равна 1,027 *г/см³*. Вязкость уксусной кислоты при $t_1 = 20$ и $t_2 = 100°$ С составляет соответственно $\mu_1 = 1{,}22$ *спз* и $\mu_2 = 0{,}46$ *спз*. Сравнить вычисленные значения μ с полученным экспериментально ($\mu = 0{,}9$ *спз*).

Решение. а) Используем уравнение (III. 11):

$$\lg(\lg 10\mu) = K\frac{\rho}{M} - 2{,}9$$

Молекулярный вес уксусной кислоты 60,06.

Константа K для уксусной кислоты составляет:

$$K = 2I_a(C) + 4I_a(H) + 2I_a(O) + I_c(COOH) = 2 \cdot 50{,}2 + 4 \cdot 2{,}7 + 2 \cdot 29{,}7 - 7{,}9 = 162{,}7$$

Следовательно

$$\lg(\lg 10\mu) = 162{,}7\frac{1{,}027}{60{,}05} - 2{,}9 = -0{,}118 = \bar{1}{,}882$$

откуда

$$\lg 10\mu = 0{,}762; \quad \mu = \frac{5{,}78}{10} = 0{,}578\ спз$$

б) Применим уравнение (III. 13), используя в качестве эталонной жидкости воду. Вязкость воды принимает значения $\mu_1 = 1{,}22$ *спз* и $\mu_2 = 0{,}46$ *спз* соответственно при температурах $\theta_1 = 12{,}5$ и $\theta_2 = 60{,}7°$ С.

Из соотношения

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K\frac{t_1 - t}{\theta_1 - \theta}$$

определяем температуру θ, при которой вязкость воды равна вязкости уксусной кислоты при 40° С:

$$\theta = \theta_1 + (t - t_1)\frac{\theta_2 - \theta_1}{t_2 - t_1} = 12{,}5 + (40 - 20)\frac{60{,}7 - 12{,}5}{100 - 20} = 24{,}55\ °C$$

При $\theta = 24{,}55°$ С вязкость воды $\mu = 0{,}903$ *спз*. Значит, такова же вязкость уксусной кислоты при 40° С.

Сравнение вычисленных значений вязкости с экспериментальным позволяет убедиться в преимуществах метода «б». Однако для его использования должны быть известны два экспериментальных значения вязкости.

Пример III. 5. Жидкость из монтежю A передавливают в открытый сосуд B (рис. III-5). Разность уровней $H = 8$ *м* (изменением уровня жидкости в монтежю пренебречь). Внутренний диаметр стального трубопровода $d = 21$ *мм*. Коэффициент сопротивления вентиля ξ принять равным 3,5. Плотность жидкости $\rho = 1100$ *кг/м³*, а ее вязкость $\mu = 2{,}5$ *спз*. Определить: а) минимальное давление в монтежю, обеспечивающее перемещение жидкости; б) какому условию должно удовлетворять это давление, чтобы движение жидкости было ламинарным; в) расход жидкости при давлении в монтежю, равном 2,2 *ат*.

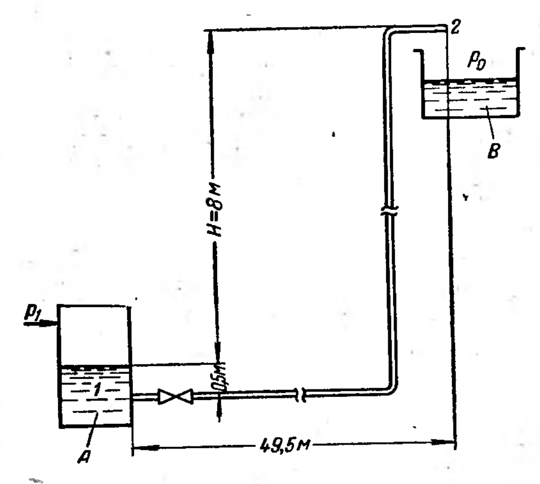


Рис. III-5. Схема к примеру III. 5.

Решение. Запишем уравнение (III. 22) для точек *1* (расположенной внутри монтежю) и *2* (расположенной у выхода жидкости), учитывая, что давление на выходе p_2 равно атмосферному давлению p_0. Тогда

$$g(z_1 - z_2) + \frac{1}{2}(w_1^2 - w_2^2) + \frac{p_1 - p_0}{\rho} - F = 0$$

В данном случае $z_1 - z_2 = -H$, $w_1 = 0$ (скорость изменения уровня жидкости в монтежю можно считать равной нулю) и $F = \sum \xi \frac{w_2^2}{2}$, где w_2 — скорость

жидкости в трубе. Следовательно

$$\frac{p_1 - p_0}{\rho} = gH + \left(1 + \sum \xi\right) \frac{w_2^2}{2}$$

Коэффициенты местных сопротивлений *:

вход в трубу (резкое сужение сечения потока при отношении площадей поперечного сечения после и до сужения, практически равном нулю) $\xi = 0{,}5$;

вентиль $\xi = 3{,}5$ (задано);

колена нормальные (угол 90°) $\xi = 1{,}1$;

трение при движении по трубе (длина прямых участков трубы, см рис. III-5)

$$\xi = \lambda \frac{l}{d} = \lambda \frac{49{,}5 + 8 + 0{,}5}{0{,}021}$$

Таким образом

$$\sum \xi = 0{,}5 + 3{,}5 + 2 \cdot 1{,}1 + \lambda \frac{58}{0{,}021} = 6{,}2 + \lambda \frac{58}{0{,}021}$$

и

$$\frac{p_1 - p_0}{\rho} = gH + \left(7{,}2 + \lambda \frac{58}{0{,}021}\right) \frac{w_2^2}{2} \qquad (A)$$

а) Минимальное давление, обеспечивающее перемещение жидкости, соответствует предельной скорости $w_2 = 0$, откуда

$$p_{1,\text{мин}} = p_0 + \rho g H = 1{,}013 \cdot 10^5 + 1100 \cdot 9{,}81 \cdot 8 = 1{,}878 \cdot 10^5 \ н/м^2 = 1{,}91 \ ат$$

б) Определим значение $w_{кр}$, соответствующее переходу от ламинарного течения к турбулентному:

$$Re_{кр} = 2300 = \frac{w_{кр} d}{\nu} = \frac{w_{кр} d \rho}{\mu}$$

откуда

$$w_{кр} = \frac{Re_{кр}\, \mu}{d\rho} = \frac{2300 \cdot 2{,}5 \cdot 10^{-3}}{0{,}021 \cdot 1100} = 0{,}249 \ м/сек$$

где $\mu = 2{,}5$ *спз* $= 2{,}5 \cdot 10^{-3}$ *н · сек/м²*; $\rho = 1100$ *кг/м³*; $d = 0{,}021$ *м*.

Давление в монтежю, соответствующее переходу к турбулентному движению жидкости в трубопроводе

$$p_{1,\text{кр}} = p_0 + \rho g H + \rho \left(7{,}2 + \lambda \frac{58}{0{,}021}\right) \frac{w_{кр}^2}{2} =$$

$$= 1{,}878 \cdot 10^5 + 1100 \left(7{,}2 + \frac{64}{2300} \cdot \frac{58}{0{,}021}\right) \frac{0{,}249^2}{2} = 1{,}9 \cdot 10^5 \ н/м^2$$

(так как при ламинарном движении $\lambda = 64/Re$, то и для критической точки принято $\lambda = 64/Re_{кр}$).

Следовательно, для обеспечения ламинарного режима должно соблюдаться условие:

$$1{,}878 \cdot 10^5 \ н/м^2 < p_1 < 1{,}9 \cdot 10^5 \ н/м^2$$

в) Для определения скорости движения жидкости при заданных в примере условиях воспользуемся полученным выше уравнением (*A*) в следующем виде:

$$w_2 = \sqrt{\frac{\left[\frac{(p_1 - p_0)}{\rho} - gH\right] 2}{7{,}2 + \lambda \frac{58}{0{,}021}}}$$

* См. ссылку на стр. 64.

Поскольку $p_1 = 2{,}2$ *ат* $= 2{,}229 \cdot 10^5$ *н/м²* $> p_{1\,кр}$, то движение является турбулентным. Коэффициент трения λ определяем по рис. 2 (Приложение XIX). Для решения пользуемся методом последовательных приближений.

Проба I. Принимаем $\lambda = 0{,}04$, тогда:

$$w_2 = \sqrt{\frac{2\,[(2{,}229 - 1{,}013)\,10^5/1100 - 9{,}81 \cdot 8]}{7{,}2 + 0{,}04 \frac{58}{0{,}021}}} = 0{,}74 \ м/сек$$

а критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{0{,}74 \cdot 2{,}1 \cdot 10^{-2} \cdot 1100}{2{,}5 \cdot 10^{-3}} = 6850$$

Из рис. 2 при $Re = 6850$ и $e/d = 0{,}15/21 = 0{,}00713$ (согласно табл. III-2, выбираем значение $e = 0{,}15$ *мм*) величина $\lambda = 0{,}043$.

Проба II. Для $\lambda = 0{,}043$ имеем $w_2 = 0{,}715$ *м/сек*, $Re = 6600$. Из рис. 2 имеем $\lambda = 0{,}043$. Таким образом, скорость $w_2 = 0{,}715$ *м/сек*. Расход жидкости определяем по уравнению (III. 18):

$$G = \rho S w = 1100 \frac{\pi}{4} \cdot 0{,}021^2 \cdot 0{,}715 = 0{,}272 \ кг/сек$$

Пример III. 6. Определить потерю давления охлаждающей воды, протекающей через свинцовый змеевик, имеющий 40 витков диаметром $D = 0{,}5$ *м*. Внутренний диаметр свинцовой трубы $d = 12$ *мм*. Средняя температура охлаждающей воды 20° С, а средняя температура внутренней стенки трубы 40° С. Расход охлаждающей воды $G = 0{,}1$ *кг/сек*.

Решение. Вычисляем потери давления по формуле (III. 31) с учетом поправочных множителей f и f_1, соответствующих неизотермическому потоку жидкости в непрямых трубах:

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \cdot \rho f f_1$$

Скорость движения жидкости

$$w = \frac{4G}{\rho \pi d^2} = \frac{4 \cdot 0{,}1}{998 \cdot \pi\,(0{,}012)^2} = 0{,}882 \ м/сек$$

(плотность воды при 20° С равна 998 *кг/м³*).

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{0{,}882 \cdot 0{,}012}{10^{-5}} = 1{,}06 \cdot 10^4$$

(кинематическая вязкость воды при 20° С $\nu = 1 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*).

Так как движение турбулентное, то коэффициент трения зависит от Re и от относительной шероховатости e/d. По табл. III-2 выбираем $e = 0{,}025$ *мм*. Из рис. 2 (Приложение XIX) находим при $Re = 1{,}06 \cdot 10^4$ и $e/d = 0{,}025/12 = 0{,}00208$ значение коэффициента трения $\lambda = 0{,}0335$.

Для определения поправочного множителя f на неизотермичность потока используем уравнение (III. 36):

$$f = \left(\frac{Pr_{ст}}{Pr}\right)^{1/3} = \left(\frac{4{,}3}{7{,}06}\right)^{1/3} = 0{,}85$$

(значения критерия Прандтля при одинаковой температуре стенки и жидкости составляют $Pr_{ст} = 4{,}3$ и $Pr = 7{,}06$).

Поправочный множитель f_1 на искривление потока определяем по уравнению (III. 38):

$$f_1 = 1 + 3{,}54\frac{d}{2R} = 1 + 3{,}54\frac{0{,}021}{0{,}5} = 1{,}148$$

Общая длина трубы

$$l = \pi D n = \pi \cdot 0{,}5 \cdot 40 = 62{,}8 \ \text{м}$$

Потери давления

$$\Delta p = 0{,}0335\frac{62{,}8}{0{,}012}\cdot\frac{0{,}882^2}{2}\cdot 998 \cdot 0{,}85 \cdot 1{,}148 = 6{,}65 \cdot 10^4 \ \text{н/м}^2 = 0{,}667 \ \text{ат}$$

Пример III. 7. Под каким давлением должен поступать метан в стальной газопровод с внутренним диаметром 130 *мм*, чтобы можно было обеспечить подачу $G=1{,}2$ *кг/сек* метана на расстояние $l=30$ *км*? Давление метана на выходе из газопровода должно быть $p_2=2{,}5$ *ат*, температура 20° С.

Решение. Для бесконечно малого участка трубопровода (предполагаемого горизонтальным) уравнение (III. 22) имеет вид

$$\frac{d(w^2)}{2} + \frac{dp}{\rho} + \delta F = 0 \qquad (A)$$

[изменение знака при F связано с инверсией членов, содержащих бесконечно малые разности по сравнению с уравнением (III. 22)].

Так как, согласно уравнению (III. 18)

$$w = \frac{4G}{\pi d^2 \rho}$$

то при подстановке вместо плотности обратной ей величины удельного объема v получим:

$$d(w^2) = \left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2 \cdot 2v\,dv$$

Подставим это выражение и уравнение (III. 31) в уравнение (A) и после деления обеих частей на v^2 получим:

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2\frac{dv}{v} + \frac{dp}{v} + \frac{\lambda}{2}\left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2\frac{dl}{d} = 0 \qquad (Б)$$

Для интегрирования уравнения ($Б$) необходимо знать зависимость между давлением и удельным объемом, а также между давлением и коэффициентом трения λ. Для идеального газа в изотермических условиях

$$pv = \text{const} = p_2 v_2$$

и

$$\lambda = \text{const}, \quad \text{поскольку} \quad \text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{4G}{\pi d \mu} = \text{const}$$

Подставив предыдущее выражение в уравнение ($Б$), получим

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2\frac{dp}{p} + \frac{p\,dp}{p_2 v_2} + \frac{\lambda}{2}\left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2\frac{dl}{d} = 0$$

Интегрируя это уравнение в пределах $0 - l$ по длине и в пределах $p_1 - p_2$ по давлению, будем иметь:

$$\left(\frac{4G}{\pi d^2}\right)^2\left(\ln\frac{p_1}{p_2} + \frac{\lambda}{2}\cdot\frac{l}{d}\right) = \frac{p_1^2 - p_2^2}{p_2 v_2} \qquad (В)$$

Для определения коэффициента трения λ вычисляем значение Re:

$$\text{Re} = \frac{4G}{\pi d \mu} = \frac{4 \cdot 1{,}2}{\pi \cdot 0{,}13 \cdot 1{,}08 \cdot 10^{-5}} = 1{,}09 \cdot 10^6$$

Принимаем, согласно табл. III-2, размер выступов шероховатости $e = 0{,}1$ *мм*, так что $e/d = 0{,}1/130 = 0{,}00077$.

Из рис. 2 (Приложение XIX) при $\text{Re} = 1{,}09 \cdot 10^6$ и $e/d = 0{,}00077$ находим $\lambda = 0{,}018$.

Удельный объем метана при 2,5 *ат* и 20° С составляет:

$$v_2 = \frac{22{,}4}{16}\cdot\frac{1{,}033}{2{,}5}\cdot\frac{273+20}{273} = 0{,}62 \ \text{м}^3/\text{кг}$$

Подставим числовые значения в уравнение ($В$):

$$\left(\frac{4 \cdot 1{,}2}{\pi \cdot 0{,}13^2}\right)^2\left(\ln\frac{p_1}{2{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4} + \frac{0{,}018 \cdot 30\,000}{2 \cdot 0{,}13}\right) = \frac{p_1^2 - (2{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4)^2}{2{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 \cdot 0{,}62}$$

Для упрощения решения этого уравнения пренебрегаем членом $\ln p_1/p_2$ по сравнению с членом $\frac{\lambda}{2}\cdot\frac{l}{d}$. Тогда

$$p_1 = \sqrt{(2{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4)^2 + 2{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 \cdot 0{,}62\left(\frac{4 \cdot 1{,}2}{\pi \cdot 0{,}13^2}\right)^2\frac{0{,}018 \cdot 30\,000}{2 \cdot 0{,}13}} =$$

$$= 1{,}625 \cdot 10^6 \ \text{н/м}^2 = 16{,}6 \ \text{ат}$$

Проверяем ошибку, полученную в результате принятого допущения. Поскольку

$$\ln\frac{p_1}{p_2} = \ln\frac{16{,}6}{2{,}5} = 1{,}89 \ll \frac{\lambda}{2}\cdot\frac{l}{d} = \frac{0{,}018 \cdot 30\,000}{2 \cdot 0{,}13} = 2075$$

то вычисленное значение начального давления можно считать точным.

Пример III. 8. Определить потери давления в кожухотрубчатом одноходовом теплообменнике (рис. III-6), содержащем 253 трубы длиной 3,5 *м* и диаметром 25/21 *мм*. Внутренний диаметр кожуха $D = 600$ *мм*. Трубы расположены по вершинам равностороннего треугольника с шагом 32 *мм*. Внутренние диаметры входного и выходного штуцеров 140 *мм*. В межтрубном пространстве установлено 10 перегородок. В трубном пространстве циркулирует водный раствор с плотностью $\rho_p = 1100$ *кг/м³* и вязкостью $\mu = 1{,}2$ *спз*. Расход раствора $G = 40$ *кг/сек*. В межтрубном пространстве циркулирует вода при средней температуре 40° С. Расход воды $G' = 50$ *кг/сек*.

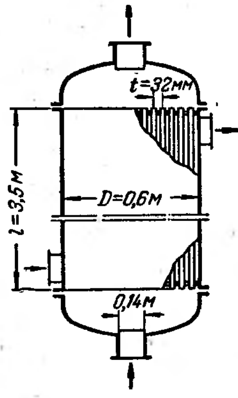


Рис. III-6. Теплообменник (к примеру III. 8).

Решение. *Потери давления в трубном пространстве.* Объемный расход раствора

$$G_{об} = \frac{G}{\rho_p} = \frac{40}{1100} = 3{,}64 \cdot 10^{-2} \ \text{м}^3/\text{сек}$$

Площадь сечения штуцера

$$S_1 = \frac{\pi}{4} \cdot 0{,}14^2 = 1{,}54 \cdot 10^{-2}\ м^2$$

Скорость жидкости в штуцере

$$w_1 = \frac{G}{S_1} = \frac{3{,}64 \cdot 10^{-2}}{1{,}54 \cdot 10^{-2}} = 2{,}36\ м/сек$$

Площадь сечения крышки

$$S_2 = \frac{\pi}{4}\, 0{,}6^2 = 0{,}283\ м^2$$

Коэффициент сопротивления входа в теплообменник (внезапное расширение) *

$$\xi = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}0154}{0{,}283}\right)^2 = 0{,}89$$

Потеря давления на входе в теплообменник

$$\Delta p_1 = \xi \frac{w_1^2}{2} \rho_р = 0{,}89 \frac{2{,}36^2}{2} \cdot 1100 = 2{,}71 \cdot 10^3\ н/м^2$$

Потерями давления в крышке теплообменника пренебрегаем.

Потеря давления на входе в трубки теплообменника, в трубках и на выходе из них вычисляем по уравнению (III. 41)

$$\Delta p_2 = \left(\xi_1 + \lambda \frac{l}{d} + \xi_2\right) \frac{w_2^2}{2} \rho_р$$

Коэффициент сопротивления на входе в трубку ξ принимаем * равным 0,5.

Для определения коэффициента трения вычисляем критерий Рейнольдса.

Площадь сечения трубок

$$S_3 = 253 \frac{\pi}{4} (2{,}1 \cdot 10^{-2})^2 = 8{,}73 \cdot 10^{-2}\ м^2$$

Скорость раствора в трубках

$$w_3 = \frac{G_{об}}{S_3} = \frac{3{,}64 \cdot 10^{-2}}{8{,}73 \cdot 10^{-2}} = 0{,}416\ м/сек$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w_3\, d \rho_р}{\mu} = \frac{0{,}416 \cdot 0{,}021 \cdot 1100}{1{,}2 \cdot 10^{-3}} = 8020$$

Относительная шероховатость

$$\frac{e}{d} = \frac{0{,}1}{21} = 0{,}0048$$

(размер выступов шероховатости e принят, согласно табл. III-2, равным 0,1 *мм*).

Из рис. 2 (Приложение XIX) для $Re = 8020$ и $e/d = 0{,}0048$ находим $\lambda = 0{,}0385$.

Коэффициент сопротивления на выходе из трубок

$$\xi_2 = \left(1 - \frac{S_3}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{8{,}73 \cdot 10^{-2}}{0{,}283}\right)^2 = 0{,}48$$

* См., например, Идельчик И. Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям. ГЭИ, 1960.

Подставляем найденные значения в уравнение для Δp_2

$$\Delta p_2 = \left(0{,}5 + 0{,}0385 \frac{3{,}5}{0{,}021} + 0{,}48\right) \frac{0{,}416^2}{2} \cdot 1100 = 0{,}71 \cdot 10^3\ н/м^2$$

Потеря давления на входе в выходной штуцер

$$\Delta p_3 = \xi \frac{w_1^2}{2} \rho_р = 0{,}485 \frac{2{,}36^2}{2} \cdot 1100 = 1{,}48 \cdot 10^3\ н/м^2$$

$\left(\text{при } S_1/S_2 = \frac{1{,}54 \cdot 10^{-2}}{0{,}283} = 0{,}055 \text{ для внезапного сужения } \xi = 0{,}485\, *\right)$.

Общие потери давления

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 = 2{,}71 \cdot 10^3 + 0{,}71 \cdot 10^5 + 1{,}48 \cdot 10^3 = 4{,}9 \cdot 10^3\ н/м^2$$

Потери давления в межтрубном пространстве вычисляем по формуле (III. 42).

Расстояние между перегородками

$$L = \frac{l}{n+1} = \frac{3{,}5}{10+1} = 0{,}318\ м$$

где n — число перегородок.

Среднее поперечное сечение потока

$$S_{ср} = \frac{DL\,(t-d)}{t} = \frac{0{,}6 \cdot 0{,}318\,(0{,}032 - 0{,}025)}{0{,}032} = 4{,}16 \cdot 10^{-2}\ м^2$$

Средняя скорость движения жидкости

$$w_{ср} = \frac{G'_{об}}{S_{ср}} = \frac{G'}{\rho S_{ср}} = \frac{50}{992 \cdot 4{,}16 \cdot 10^{-2}} = 1{,}21\ м/сек$$

(плотность воды ρ при 40° С равна 992 *кг/м³*).

Эквивалентный диаметр (при размещении труб по треугольнику)

$$d_э = \frac{4\left(0{,}86 t^2 - \frac{\pi d^2}{4}\right)}{\pi d} = \frac{4\left(0{,}86 \cdot 0{,}032^2 - \frac{\pi}{4} \cdot 0{,}025^2\right)}{\pi \cdot 0{,}025} = 7{,}02 \cdot 10^{-2}\ м$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w d_э}{\nu} = \frac{1{,}21 \cdot 7{,}02 \cdot 10^{-2}}{0{,}66 \cdot 10^{-6}} = 1{,}29 \cdot 10^5$$

(кинематическая вязкость воды при 40° С $\nu = 0{,}66 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*).

Из рис. 3 (Приложение XIX) находим при $Re = 1{,}29 \cdot 10^5$ значение коэффициента трения $\lambda' = 0{,}295$.

Согласно уравнению (III. 42), общие потери давления в межтрубном пространстве

$$\Delta p' = \lambda' \frac{D\,(n+1)}{d_э} \cdot \frac{w_{ср}^2}{2} \rho = 0{,}295 \frac{0{,}6\,(10+1)}{0{,}0702} \frac{1{,}21^2}{2} \cdot 992 = 2{,}03 \cdot 10^4\ н/м^2$$

Пример III. 9. Жидкость вытекает из прямоугольного сосуда *1* в сосуд *2* через круглое отверстие $d = 2$ *см* (см. рис. III-7). Разность уровней жидкости в начальный момент $H_0 = 2$ *м*. Площади поперечных сечений сосудов $S_1 = 8$ *м²*, $S_2 = 6$ *м²*.

* См. ссылку на стр. 80.

Определить время, необходимое для того, чтобы: а) разность уровней H сократилась до 1 *м*; б) уровни в обеих камерах стали одинаковыми.

Решение. Согласно уравнению (III. 44), расход жидкости через отверстие составляет:

$$G_{об} = C\frac{\pi d^2}{4}\sqrt{2gH} = \frac{dV}{d\tau}$$

где H — разность уровней z_1 и z_2 жидкости в обоих сосудах; V — объем вытекшей жидкости.

Объем перетекающей жидкости связан с изменением уровня соотношениями:

$$dV = -S_1\,dz_1 = S_2\,dz_2$$

(уровень z_1 убывает, а уровень z_2 возрастает).

Так как

$$H = z_1 - z_2$$

и

$$dH = dz_1 - dz_2$$

то из предыдущих уравнений получаем следующее выражение для изменения объема жидкости:

$$dV = -\frac{S_1S_2}{S_1+S_2}\,dH$$

Подстановка этого выражения в уравнение расхода приводит к дифференциальному уравнению:

$$C\frac{\pi d^2}{4}\sqrt{2gH} = -\frac{S_1S_2}{S_1+S_2}\cdot\frac{dH}{d\tau}$$

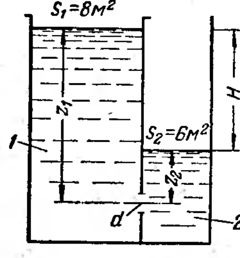


Рис. III. 7. Резервуар с жидкостью (к примеру III. 9).

Разделив переменные и проинтегрировав в пределах от 0 до τ по времени и от H_0 до $H_{кон}$ по разности уровней, получим для времени истечения следующее выражение:

$$\tau = \frac{8S_1S_2}{C\pi d^2(S_1+S_2)\sqrt{2g}}\left(\sqrt{H_0} - \sqrt{H_{кон}}\right)$$

а) Время, необходимое для уменьшения разности уровней с 2 до 1 *м*, составит:

$$\tau = \frac{8\cdot 8\cdot 6\left(\sqrt{2}-\sqrt{1}\right)}{0{,}62\pi\cdot 0{,}02^2(8+6)\sqrt{2\cdot 9{,}81}} = 3260\ сек = 0{,}906\ ч$$

(коэффициент расхода $C = 0{,}62$).

б) Время, необходимое для того, чтобы уровни стали одинаковыми ($H_{кон} = 0$):

$$\tau' = \tau\frac{\sqrt{2}}{\sqrt{2}-\sqrt{1}} = 3260\frac{\sqrt{2}}{\sqrt{2}-\sqrt{1}} = 11\,200\ сек = 3{,}11\ ч$$

Пример III. 10. На экспериментальной установке по изучению пленочного течения жидкости определяли толщину пленки путем взвешивания количества жидкости, стекающей по стенке высотой 2 *м* и шириной 1,2 *м*. При работе с дистиллированной водой, имеющей температуру 20° С, и расходе воды $G = 51{,}8$ *кг/ч* количество жидкости на стенке составляло $Q = 395$ *г*. Выяснить, находится ли этот результат в согласии с теоретическими данными.

Решение. Линейная плотность орошения

$$\Gamma = \frac{G}{L} = \frac{51{,}8}{3600\cdot 1{,}2} = 0{,}012\ кг/(м\cdot сек)$$

Средняя скорость движения жидкости

$$w = \frac{\Gamma}{\rho\delta}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w\delta}{\nu} = \frac{\Gamma}{\mu} = \frac{0{,}012}{10^{-3}} = 12$$

(вязкость воды при 20° С равна 1 *спз*, или 10^{-3} *н·сек/м²*).

Для установления характера движения жидкости надо сравнить полученное значение $Re = 12$ со значением $Re_{кр}$, вычисленным по уравнению (III. 45):

$$Re_{кр} = 2{,}4\left(\frac{\sigma^3}{g\rho^3\nu^4}\right)^{1/11} = 2{,}4\left[\frac{(7{,}26\cdot 10^{-2})^3}{9{,}81\cdot 1000^3\,(10^{-6})^4}\right]^{1/11} = 22$$

(поверхностное натяжение воды $\sigma = 72{,}6$ *дин/см* $= 72{,}6\cdot 10^{-5}/10^{-2}$ *н/м*; ее плотность $\rho = 1000$ *кг/м³*, кинематическая вязкость $\nu = 10^{-6}$ *м²/сек*).

Поскольку $Re < Re_{кр}$, движение является ламинарным, и толщина пленки δ определяется по уравнению (III. 47):

$$\Gamma = g\frac{\rho^2}{3\mu}\delta^3$$

откуда

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{1{,}2\cdot 10^{-2}\cdot 3\cdot 10^{-3}}{9{,}81\cdot 1000^2}} = 1{,}54\cdot 10^{-4}\ м$$

При такой толщине пленки количество воды, удерживаемой на стенке, составляет:

$$Q' = S\,\delta\rho = 1{,}2\cdot 2\cdot 1{,}54\cdot 10^{-4}\cdot 1000 = 0{,}369\ кг$$

Сравнивая опытное значение $Q = 0{,}395$ *кг* с вычисленным $Q' = 0{,}369$ *кг*, можно заключить, что согласие между экспериментальными данными и теорией является удовлетворительным (относительная ошибка ~7%).

Пример III. 11. По горизонтальному трубопроводу с внутренним диаметром $d_{вн} = 54$ *мм* перекачивают масло на расстояние 500 *м* ($G = 12\,800$ *кг/ч*). Вследствие большой вязкости масла было решено нагревать его перед перекачиванием.

Определить температуру масла, необходимую для того, чтобы его можно было перекачивать насосом мощностью 3,68 *квт*, имеющим полный к. п. д. $\eta = 0{,}6$. Теплоизоляцию трубопровода считать идеальной, а движение жидкости — изотермическим.

Зависимости вязкости μ и плотности ρ масла от температуры даны ниже:

Температура t, °С	Вязкость μ, *н·сек/м²*	Плотность ρ, *кг/м³*	Температура t, °С	Вязкость μ, *н·сек/м²*	Плотность ρ, *кг/м³*
20	0,140	850	60	0,042	820
30	0,100	840	70	0,032	820
40	0,075	830	80	0,025	810
50	0,055	830			

Решение. Считая, что резервуар на линии всасывания находится на одном уровне с резервуаром на линии нагнетания, получаем, согласно

уравнению (III. 22):

$$W = F = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} = \frac{\Delta p}{\rho}$$

Величина W представляет собой энергию, сообщаемую насосом единице массы перекачиваемой жидкости, а мощность, потребляемая насосом, определяется уравнением (III. 67):

$$N = \frac{WG}{\eta} = \frac{\Delta p G}{\rho \eta} \qquad (A)$$

Для определения потери давления Δp надо найти коэффициент трения λ, который зависит от критерия Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{4Gd}{\pi d^2 \mu} = \frac{4 \frac{12\,800}{3600}}{\pi 0{,}054 \mu} = \frac{836}{\mu}$$

Подставив значения вязкости, соответствующие различным температурам, получим значения Re, приведенные в табл. III-4.

Таблица III-4. **Значение Re при различных температурах**

Температура t, °C	Re	λ	$\Delta p \cdot 10^{-5}$, $н/м^2$	N, вт	Температура t, °C	Re	λ	$\Delta p \cdot 10^{-5}$, $н/м^2$	N, вт
20	600	0,107	14	9780	60	2000	0,032	4,4	3160
30	840	0,076	10	7060	70	2630	0,045	6,2	4500
40	1120	0,057	7,7	5500	80	3360	0,042	5,9	4250
50	1530	0,042	5,7	4080					

Как видно из этой таблицы, до температуры 60° C течение является ламинарным и для определения коэффициента трения λ можно использовать уравнение $\lambda = 64/\mathrm{Re}$. Для более высоких температур применимо уравнение Блазиуса (III. 32) $\lambda = 0{,}3164/\mathrm{Re}^{0{,}25}$.

Полученные значения коэффициента трения также помещены в табл. III-4.

Для определения потерь давления используем уравнение (III. 31):

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \rho = \lambda \frac{l}{2d} \left(\frac{4G}{\pi d^2} \right)^2 \cdot \frac{1}{\rho} =$$

$$= \frac{500}{2 \cdot 0{,}054} \left(\frac{4 \frac{12\,800}{3600}}{\pi 0{,}054^2} \right)^2 \cdot \frac{\lambda}{\rho} = 1{,}115 \cdot 10^{10} \frac{\lambda}{\rho}$$

Значения Δp при разных температурах также сводим в табл. III-4 и затем подставляем их в уравнение (A) для определения потребляемой мощности

$$N = \frac{\Delta p \frac{12\,800}{3600}}{\rho 0{,}6} = 5{,}93 \frac{\Delta p}{\rho}$$

Рис. III-8. Зависимость потребляемой мощности N от температуры масла t.

Построив график (рис. III-8) зависимости потребляемой мощности от температуры, получаем необходимое значение температуры нагревания масла $t = 52°$ C. Из этого же графика видно, что температура нагревания не должна быть выше 60° C.

Пример III. 12. Воду в количестве 50 $м^3$ перекачивают из открытого сосуда в сосуд, находящийся под давлением 1,5 $ат$ и расположенный на высоте 15 $м$. Диаметр трубопровода $d_{вн} = 58$ $мм$, а его длина $l = 120$ $м$. Длина, эквивалентная местным сопротивлениям, соответствует 350 диаметрам трубопровода.

Определить время, необходимое для перекачивания, если используется центробежный насос с характеристикой (зависимостью напора от производительности при $n = \mathrm{const}$), представленной ниже:

Объемная производительность						
$G_{об} \cdot 10^3$, $м^3/сек$	1	2	3	4	5	6
Напор H, $м$	36,0	34,6	32,2	28,8	24,0	15,6

Определить также мощность, потребляемую насосом, если его полный к. п. д. $\eta = 0{,}55$. Коэффициент трения принять $\lambda = 0{,}03$.

Решение. Согласно уравнениям (III. 68), (III. 22) и (III. 40), напор насоса

$$H = \frac{W}{g} = z_2 - z_1 + \frac{1}{2} \cdot \frac{w^2}{g} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \lambda \frac{l + \sum n d_{вн}}{d_{вн}} \cdot \frac{w^2}{2g}$$

Поскольку

$$z_2 - z_1 = 15 \ м; \quad p_2 - p_1 = 1{,}5 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 - 1{,}033 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 = 0{,}467 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 \ н/м^2$$

и

$$\rho \cong 1000 \ кг/м^3$$

то

$$H = 15 + 4{,}67 + \left(1 + 0{,}03 \frac{120 + 350 \cdot 0{,}058}{0{,}058} \right) \frac{w^2}{2 \cdot 9{,}81} = 19{,}67 + 3{,}73 w^2$$

Скорость воды в трубопроводе

$$w = \frac{G_{об}}{S} = \frac{4G_{об}}{\pi d^2} = \frac{4}{\pi \cdot 0{,}058^2} \cdot G_{об} = 377 G_{об}$$

Напор насоса определяем следующим образом:

$$H = 19{,}67 + 3{,}73 \left(377 G_{об} \right)^2 = 19{,}67 + 5{,}3 \cdot 10^5 G_{об}^2$$

(производительность здесь выражена в $м^3/сек$).

Построив характеристику трубопровода (сети) и характеристику насоса в функции от расхода (рис. III-9), получаем в точке пересечения обеих кривых значения производительности $G_{об} = 4{,}07 \cdot 10^{-3}$ $м^3/сек$ и напора $H = 28{,}4$ $м$.

Следовательно, время, необходимое для перекачивания

$$\tau = \frac{V}{G_{об}} = \frac{50}{4{,}07 \cdot 10^{-3}} = 12\,280 \ сек = 3{,}41 \ ч$$

а потребляемая мощность

$$N = \frac{G_{об} W}{\eta} = \frac{\rho G_{об} H g}{\eta} = \frac{1000 \cdot 4{,}07 \cdot 10^{-3} \cdot 28{,}4 \cdot 9{,}81}{0{,}55} = 2060 \ вт$$

Пример III. 13. Определить максимальную высоту по отношению к питающей емкости, на которой можно установить насос, перекачивающий воду ($G = 2$ $кг/сек$) при температуре 60° C, внутреннем диаметре всасывающего трубопровода, равном 38 $мм$, и

длине 15 *м*. Сумма коэффициентов местных сопротивлений $\Sigma\xi = 3{,}5$, а относительная шероховатость стенки трубы $e/d = 0{,}003$.

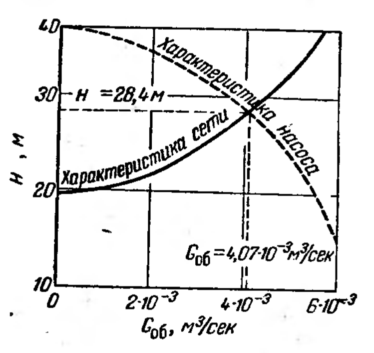


Рис. III-9. Совмещенные характеристики насоса и трубопровода (сети).

Решение. Для определения разности высот между поверхностью жидкости в питающем сосуде ($z_1 = 0$) и входом в насос ($z_2 = z$) используем уравнение (III. 22), тогда

$$z = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} - \frac{w_2^2}{2g} - \frac{F}{g} =$$

$$= \frac{p_1 - p_2}{\rho g} - \left(1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \xi\right) \frac{w_2^2}{2g}$$

При данном значении скорости (расхода) максимальная высота всасывания соответствует минимальному значению давления p_2 на входе в насос. Для обеспечения всасывания давление p_2 должно быть больше давления паров воды при рабочей температуре.

Физические параметры воды при рабочей температуре (60° С):

Давление насыщенных паров p_2', *ат* . . .	0,2031
Плотность ρ, *кг/м³*	983
Кинематическая вязкость ν, *м²/сек*	$0{,}479 \cdot 10^{-6}$

Скорость воды

$$w_2 = \frac{4G}{\pi d^2 \rho} = \frac{4 \cdot 2}{\pi \cdot 0{,}038^2 \cdot 983} = 1{,}79 \ м/сек$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{1{,}79 \cdot 0{,}038}{0{,}479 \cdot 10^{-6}} = 1{,}42 \cdot 10^5$$

При $Re = 1{,}42 \cdot 10^5$ и $e/d = 0{,}003$ коэффициент трения, согласно рис. 2 (Приложение XIX), λ равен 0,027.

Подставив числовые значения в полученное выше уравнение для z, найдем максимальную высоту всасывания:

$$z_{макс} = \frac{(1{,}033 - 0{,}2031) \cdot 9{,}81 \cdot 10^4}{983 \cdot 9{,}81} - \left(1 + 0{,}027 \frac{15}{0{,}038} + 3{,}5\right) \frac{1{,}79^2}{2 \cdot 9{,}81} = 6 \ м$$

Пример III. 14. Сферические частицы катализатора диаметром $d = 4{,}42$ *мм* и плотностью $\rho_{тв} = 1600$ *кг/м³* подвергают псевдоожижению водой с температурой 21° С в колонне диаметром $D = 0{,}3$ *м*. Количество катализатора в слое $M = 100$ *кг*; порозность неподвижного слоя $\varepsilon_н = 0{,}37$.

Определить: а) минимальную скорость псевдоожижения; б) высоту псевдоожиженного слоя при расходе воды $G = 7{,}3$ *кг/сек*; в) потери давления в псевдоожиженном слое при указанном расходе воды.

Решение. *Минимальную скорость псевдоожижения* определяем по уравнению (III. 51):

$$w_{пс} = 9{,}35 \cdot 10^{-3} \frac{d^{1{,}82}}{\nu^{0{,}88}} \left(\frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho}\right)^{0{,}94} =$$

$$= 9{,}35 \cdot 10^{-3} \frac{(4{,}42 \cdot 10^{-3})^{1{,}82}}{(0{,}98 \cdot 10^{-3})^{0{,}88}} \left(\frac{1600 - 1000}{1000}\right)^{0{,}94} = 5{,}87 \cdot 10^{-2} \ м/сек$$

(кинематическая вязкость воды $\nu = 98 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*).

Критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдоожижения

$$Re_{пс} = \frac{w_{пс} d}{\nu} = \frac{5{,}87 \cdot 10^{-2} \cdot 4{,}42 \cdot 10^{-3}}{0{,}98 \cdot 10^{-3}} = 265$$

В данном случае $Re_{пс}$ больше 10, поэтому умножаем полученные величины на коэффициент $K = 1{,}775 \, Re_{пс}^{-0{,}272} = 1{,}775 \, (265)^{-0{,}272} = 0{,}38$.

Соответственно фактические значения скорости и критерия Рейнольдса равны:

$$w_{пс} = 5{,}87 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}38 = 2{,}22 \cdot 10^{-2} \ м/сек$$

$$Re_{пс} = 265 \cdot 0{,}38 = 100{,}8$$

Высота слоя зависит от его порозности. Для вычисления высоты слоя используем уравнение (III. 58):

$$\frac{w}{w_у} = \varepsilon^n$$

Чтобы не вычислять скорость уноса $w_у$, перепишем уравнение следующим образом:

$$\frac{w}{w_{пс}} = \frac{\varepsilon^n}{\varepsilon_н^{n_н/n}}$$

где показатели n и $n_н$ зависят от соответствующих значений Re.

Так как $Re = 100{,}8$, показатель $n_н$ вычисляем по уравнению (III. 60):

$$n_н = \left(4{,}35 + 18 \frac{d}{D}\right) Re^{-0{,}1} = \left(4{,}35 + 18 \frac{4{,}42}{300}\right) \cdot (100{,}8)^{-0{,}1} = 2{,}93$$

Рабочая скорость псевдоожижения

$$w = \frac{4G}{\pi D^2 \rho} = \frac{4 \cdot 7{,}3}{\pi \cdot 0{,}3^2 \cdot 1000} = 0{,}1035 \ м/сек$$

откуда рабочее значение критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{0{,}1035 \cdot 4{,}42 \cdot 10^{-3}}{0{,}98 \cdot 10^{-6}} = 465$$

Поэтому для определения показателя степени n используем уравнение (III. 61)

$$n = 4{,}45 \, Re^{-0{,}1} = 4{,}45 \cdot 465^{-0{,}1} = 2{,}42$$

Находим порозность слоя:

$$\varepsilon = \varepsilon_а^{n_н/n} \left(\frac{w}{w_{пс}}\right)^{1/n} = 0{,}37^{2{,}93/2{,}42} \left(\frac{0{,}1035}{0{,}0222}\right)^{1/2{,}42} = 0{,}567$$

Высота псевдоожиженного слоя в зависимости от количества (M, *кг*) катализатора определяется из выражения:

$$z = \frac{4M}{\pi D^2 \rho_{тв}(1-\varepsilon)} = \frac{4 \cdot 100}{\pi (0{,}3)^2 \cdot 1600\,(1-0{,}567)} = 2{,}04 \ м$$

Потери давления в псевдоожиженном слое определяем по уравнению (III. 65):

$$\Delta p = [\varepsilon\rho + (1-\varepsilon)\cdot\rho]\, gz = [0{,}567\cdot 1000 + (1-0{,}567)\cdot 1600]\, 9{,}81\cdot 2{,}04 =$$

$$= 2{,}54\cdot 10^4 \ н/м^2 = 0{,}258 \ ат$$

Пример III. 15. Метан в количестве $G = 1{,}5$ *кг/сек* подвергают сжатию от атмосферного давления до 3,5 *атм*. Определить изотермический и адиабатический к. п. д. компрессора, если известно, что потребляемая мощность $N = 430$ *квт*, а механический к. п. д. компрессора $\eta_м = 0{,}91$. Показатель адиабаты для метана $k = 1{,}31$. Определить также показатель политропы реального процесса сжатия, если известно, что температура метана на выходе из компрессора равна $t_к = 80°$ C, а температура на входе $t_0 = 20°$ C. Плотность метана при нормальных условиях $\rho_0 = 0{,}717$ *кг/м*³.

Решение. Начальный объемный расход метана

$$G_{об,\,0} = \frac{G}{\rho_0}\cdot\frac{T}{273} = \frac{1{,}5}{0{,}717}\cdot\frac{293}{273} = 2{,}25 \ м^3/сек$$

По уравнению (III. 70) теоретическая мощность, необходимая для изотермического сжатия

$$N_{из} = p_0 G_{об,\,0} \ln\frac{p_к}{p_0} = 1{,}033\cdot 9{,}81\cdot 10^4\cdot 2{,}25 \ln\frac{3{,}5}{1} = 2{,}86\cdot 10^5 \ вт$$

$$(p_0 = 1 \ атм = 1{,}033\cdot 9{,}81\cdot 10^4 \ н/м^2)$$

По уравнению (III. 71) теоретическая мощность, необходимая для адиабатического сжатия

$$N_{ад} = p_0 G_{об,\,0}\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_к}{p_0}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] =$$

$$= 1{,}033\cdot 9{,}81\cdot 10^4\cdot 2{,}25\,\frac{1{,}31}{1{,}31-1}\left(3{,}5^{\frac{1{,}31-1}{1{,}31}} - 1\right) = 3{,}38\cdot 10^5 \ вт$$

По уравнению (III. 76) индикаторная мощность

$$N_{инд} = N\eta_м = 430\cdot 0{,}91 = 391 \ квт = 3{,}91\cdot 10^5 \ вт$$

Изотермический и адиабатический к. п. д., согласно уравнениям (III. 75) и (III. 75а), составляют:

$$\eta_{из} = \frac{N_{из}}{N_{инд}} = \frac{2{,}86\cdot 10^5}{3{,}91\cdot 10^5} = 0{,}732$$

$$\eta_{ад} = \frac{N_{ад}}{N_{инд}} = \frac{3{,}38\cdot 10^5}{3{,}91\cdot 10^5} = 0{,}865$$

Для определения показателя политропы воспользуемся уравнением

$$\frac{T_к}{T_0} = \left(\frac{p_к}{p_0}\right)^{\frac{n-1}{n}}$$

из которого после логарифмирования получим:

$$\frac{n-1}{n} = \frac{\lg\frac{T_к}{T_0}}{\lg\frac{p_к}{p_0}} = \frac{\lg\frac{273+80}{273+20}}{\lg\frac{3{,}5}{1}} = 0{,}149$$

откуда

$$n = \frac{1}{1-0{,}149} = 1{,}175$$

Пример III. 16. Воздух при температуре $t_0 = 20°$ C сжимают от атмосферного давления до 110 *ат*. Расход воздуха 0,5 *кг/сек*. Определить число ступеней сжатия и теоретическую мощность, необходимую для сжатия, если известно, что после каждой ступени воздух охлаждается до 35° C. Сжатие — политропическое, причем показатель политропы $n = 1{,}3$. Сопоставить мощность, необходимую для многоступенчатого сжатия, с мощностью, соответствующей одноступенчатому изотермическому и политропическому сжатию.

Решение. Число ступеней сжатия находим по уравнению (III. 74):

$$z^m = \frac{p_к}{p_0}$$

Приняв степень сжатия на каждой ступени $z = 3$, получим:

$$m = \frac{\lg\frac{p_к}{p_0}}{\lg z} = \frac{\lg\frac{110}{1{,}033}}{\lg 3} = 4{,}26$$

Принимаем целое число ступеней $m = 4$, откуда степень сжатия

$$z = \left(\frac{p_к}{p_0}\right)^{1/4} = \left(\frac{110}{1{,}033}\right)^{1/4} = 3{,}22$$

Объемная производительность при нормальных условиях зависит от температуры на входе в соответствующую ступень сжатия:

$$G_{об,\,0} = \frac{G}{\rho_0}\cdot\frac{273+t}{273} = \frac{0{,}5}{1{,}293}\cdot\frac{273+t}{273} = 0{,}387\,\frac{273+t}{273} \ м^3/сек$$

Согласно уравнению (III. 71), мощность, потребляемая в первой ступени

$$N_1 = p_0 G_{об,\,0}\frac{n}{n-1}\left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1\right) =$$

$$= 1{,}033\cdot 9{,}81\cdot 10^4\cdot 0{,}387\,\frac{273+20}{273}\cdot\frac{1{,}3}{1{,}3-1}\left(3{,}22^{\frac{1{,}3-1}{1{,}3}} - 1\right) = 5{,}65\cdot 10^4 \ вт$$

Мощность, потребляемая на сжатие в остальных ступенях, можно определить по формуле (III. 73б), так как температура воздуха на входе во всех трех последующих ступенях одинакова:

$$N_{2-4} = 3p_0 G'_{об,\,0}\frac{n}{n-1}\left(z^{\frac{n-1}{n}} - 1\right) = 3N_1\,\frac{273+35}{273+20} = 17{,}82\cdot 10^4 \ вт$$

$$\left(G'_{об,\,0} = G_{об,\,0}\,\frac{273+35}{273+20}\right)$$

Общая мощность

$$N = N_1 + N_{2-4} = (5{,}65 + 17{,}82) \cdot 10^4 = 2{,}35 \cdot 10^5 \ вт$$

По уравнению (III. 70) мощность одноступенчатого изотермического сжатия

$$N_{из} = p_0 G_{об,\,0} \ln \frac{p_к}{p_0} = 1{,}093 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 \cdot 0{,}387 \frac{273+20}{273} \ln \frac{110}{1{,}033} = 1{,}96 \cdot 10^5 \ вт$$

Таким образом, мощность многоступенчатого политропического сжатия на

$$\frac{2{,}35 - 1{,}96}{1{,}96} \cdot 100 = 19{,}9\%$$

больше мощности одноступенчатого изотермического сжатия.

Мощность одноступенчатого политропического сжатия находим по уравнению (III. 71):

$$N_n = p_0 G_{об,\,0} \frac{n}{n-1}\left[\left(\frac{p_к}{p_0}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1\right] =$$

$$= 1{,}033 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 \cdot 0{,}387 \frac{293}{273} \cdot \frac{1{,}3}{1{,}3-1}\left[\left(\frac{110}{1{,}033}\right)^{\frac{1{,}3-1}{1{,}3}} - 1\right] = 3{,}54 \cdot 10^5 \ вт$$

Значит, при четырехступенчатом сжатии затрачиваемая мощность уменьшается на

$$\frac{3{,}54 - 2{,}35}{3{,}54} \cdot 100 = 33{,}6\%$$

по сравнению с мощностью одноступенчатого политропического сжатия.

Пример III. 17. Определить рабочую мощность мешалки и мощность электродвигателя, приводящего во вращение мешалку, при механическом перемешивании суспензии. Внутренний диаметр сосуда и высота жидкости в нем составляют: $D_{вн} = 1{,}4$ *м* и $h_з = 1{,}7$ *м*. Мешалка пропеллерного типа имеет две лопасти длиной по $l = 0{,}2$ *м* каждая, скорость вращения 400 *об/мин*. Суспензия содержит 20 вес. % твердых частиц плотностью $\rho_{тв} = 2800$ *кг/м³*. Плотность и вязкость сплошной фазы составляют: $\rho_0 = 1600$ *кг/м³* и $\mu_0 = 2{,}4$ *спз*.

Решение. Рабочую мощность определяем по уравнению (III. 78):

$$N = c d^{5-2m} n^{3-m} \rho^{1-m} \mu^m$$

Диаметр окружности, описываемой лопастями

$$d = 2l = 2 \cdot 0{,}2 = 0{,}4 \ м$$

Скорость вращения мешалки

$$n = 400 \ об/мин = 6{,}66 \ об/сек$$

Плотность суспензии

$$\rho = 0{,}2\rho_{тв} + (1 - 0{,}2) \cdot \rho_0 = 0{,}2 \cdot 2800 + 0{,}8 \cdot 1060 = 1408 \ кг/м^3$$

Объемное отношение фаз (твердое тело : жидкость)

$$\psi = \frac{0{,}2/2800}{0{,}8/1060} = 0{,}0947$$

Вязкость суспензии, согласно уравнению (III. 16), составляет:

$$\mu = \mu_0 (1 + 2{,}5\psi) = 2{,}4\,(1 + 2{,}5 \cdot 0{,}0947) = 2{,}96 \ спз = 2{,}96 \cdot 10^{-3} \ н \cdot сек/м^2$$

Для пропеллерных мешалок, согласно Приложению XVIII, постоянные c и m соответственно равны: $c = 0{,}985$ и $m = 0{,}15$.

Вследствие того, что коэффициенты геометрического подобия не соответствуют указанным в Приложении XVIII, надо ввести в уравнение (III. 78) поправочный множитель, определяемый по формуле (III. 80):

$$K = \left(\frac{D_{вн}}{3d}\right)^{0{,}93}\left(\frac{h_з}{D_{вн}}\right)^{0{,}6} = \left(\frac{1{,}4}{3 \cdot 0{,}4}\right)^{0{,}93}\left(\frac{1{,}7}{1{,}4}\right)^{0{,}6} = 1{,}29$$

Подставив числовые значения в исходное уравнение, получим величину рабочей мощности

$$N = 1{,}29 \cdot 0{,}985\,(0{,}4)^{4{,}7} \cdot (6{,}66)^{2{,}85} \cdot (1408)^{0{,}85}\,(2{,}96 \cdot 10^{-3})^{0{,}16} = 744 \ вт$$

Мощность двигателя $N_{дв}$ мешалки должна быть больше величины N из-за потерь в сальнике и приводе. Принимая общий механический к. п. д. $\eta_м = 0{,}7$, получим:

$$N_{дв} = \frac{N}{\eta_м} = \frac{744}{0{,}7} = 1065 \ вт = 1{,}1 \ квт$$

ЗАДАЧИ

Задача III. 1. В колонне (рис. III. 10) находится вода (плотность $\rho_1 = 1000$ *кг/м³*) и органическая жидкость, не смешивающаяся с водой (плотность $\rho_2 = 900$ *кг/м³*). Общая высота столба жидкости $H = 2{,}7$ *м*. Давление на поверхности жидкости $p_0 = 1{,}8$ *атм*. Определить высоту слоя органической жидкости, если разность уровней открытого ртутного манометра, установленного в нижней части колонны, $\Delta h = 0{,}79$ *м*. Плотность ртути $\rho = 13\,600$ *кг/м³*.

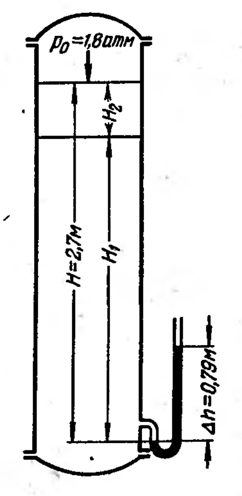


Рис. III-10. Схема колонны (к задаче III. 1).

Задача III. 2. Определить вязкость газообразного пропана при 300° С и сравнить значения, полученные по уравнениям (III. 7) и (III. 8), с экспериментальным ($\mu = 0{,}0144$ *спз*).

Вязкость пропана при 20° С $\mu_{20} = 0{,}0080$ *спз*, критическая температура $t_{кр} = 95{,}6$° С, а критическое давление $p_{кр} = 43$ *атм*.

Задача III. 3. Определить вязкость толуола при 60° С. Плотность толуола при этой температуре $\rho = 0{,}82$ *г/см³*, вязкость толуола при $t_1 = 20$° С и $t_2 = 140$° С соответственно равна $\mu_1 = 0{,}586$ *спз* и $\mu_2 = 0{,}199$ *спз*. Сравнить значения, полученные по уравнениям (III. 11) и (III. 13), с экспериментальными данными ($\mu = 0{,}381$ *спз*).

Задача III. 4. Профиль скоростей при ламинарном течении жидкости между двумя параллельными пластинами выражается

уравнением

$$\dot{w} = -\frac{1}{\mu}\frac{dp}{dl}\left(\frac{1}{4}h^2 - y^2\right)$$

где $\dot{w}$ — локальная скорость; dp/dl — градиент давления в направлении течения; h — расстояние между пластинами; y — расстояние от плоскости симметрии.

Определить максимальную и среднюю скорость при течении жидкости вязкостью $\mu = 2$ *спз* между пластинами шириной $b = 3$ *м*, расположенными на расстоянии $h = 3$ *см* одна от другой. Общий расход жидкости $G_{об} = 20$ *м³/ч*. Найти также значение градиента давления.

Задача III. 5. Вода вытекает из резервуара через штуцер. Определить скорость ее истечения при давлении в резервуаре $p = 6$ *ат*. Трением пренебречь. Плотность воды принять $\rho = 1000$ *кг/м³*.

Задача III. 6. Серная кислота ($\rho = 1840$ *кг/м³*, $\mu = 25$ *спз*) в количестве $G = 4540$ *кг/ч* перекачивается по трубопроводу длиной 30 *м* и внутренним диаметром 25,4 *мм* в резервуар, расположенный на высоте 13 *м*. Определить давление жидкости перед входом в трубопровод. Средний размер выступов шероховатости принять $e = 0,05$ *мм*.

Задача III. 7. Разность уровней жидкости в открытых манометрах трубы Вентури (рис. III-11) $z = 0,5$ *м*. Определить объемный расход жидкости. Манометрическая жидкость та же, что и в трубе. Диаметр трубопровода (перед сужением) $D = 0,2$ *м*, а диаметр сужения $d = 0,1$ *м*. Трением пренебречь.

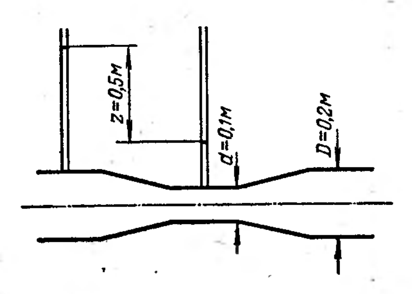


Рис. III-11. Труба Вентури (к задаче III. 7).

Указание. Использовать уравнение (III. 22) и уравнение неразрывности (III. 20).

Задача III. 8. Жидкость перетекает из резервуара A в резервуар B под действием постоянной разности уровней $z = 20$ *м* через три параллельных трубопровода, имеющих следующие длины и диаметры (в *м*): $l_1 = 2500$, $d_1 = 0,1$; $l_2 = 1500$, $d_2 = 0,08$; $l_3 = 1500$, $d_3 = 0,054$. Определить общий объемный расход жидкости, а также дополнительную разность уровней, которая была бы необходима для обеспечения удвоенного расхода. Значение коэффициента трения λ принять равным 0,03.

Задача III. 9. Под действием разности уровней нефтепродукт из резервуаров A и B (рис. III-12) вытекает в резервуар C через два трубопровода длиной 1500 *м* и диаметром 0,3 *м* каждый, которые соединяются в точке D в один трубопровод длиной 1000 *м* и диаметром 0,45 *м*. Начальные разности уровней резервуаров A и B относительно резервуара C составляют соответственно 16 и 10 *м*. Определить начальный расход жидкости, поступающей в резервуар C. Всеми потерями напора, кроме потерь на трение в трубопроводах, пренебречь. В первом приближении коэффициент трения принять равным $\lambda = 0,015$ (с последующей проверкой). Плотность жидкости $\rho = 870$ *кг/м³*, вязкость $\mu = 0,7$ *спз*, размер выступов шероховатости $e = 0,05$ *мм*.

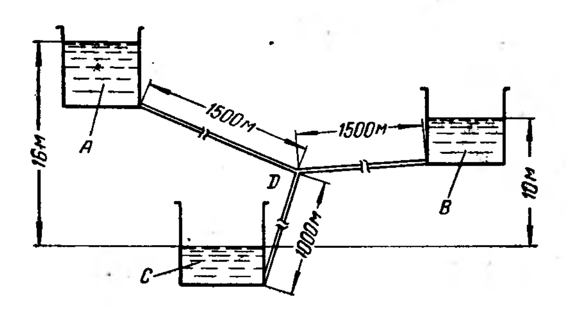


Рис. III-12. Схема движения жидкостей (к задаче III. 9).

Задача III. 10. Через трубопровод диаметром 0,15 *м*, находящийся под вакуумом, откачивается воздух температурой 20° С. Определить расход воздуха, если известно, что на расстоянии 30 *м* давление падает от 10 до 1 *мм рт. ст.* Вязкость воздуха при 20° С $\mu = 0,018$ *спз*. Относительная шероховатость труб $e/d = 0,002$.

Задача III. 11. Воду в количестве 2,25 *м³* при 36° С перекачивают по трубопроводу диаметром 38 *мм*. Линия состоит из горизонтального участка трубы длиной 150 *м* и вертикального участка длиной 10 *м*. На линии имеются вентили, общая эквивалентная длина которых равна 200 диаметрам, а также отводы и фиттинги, которым соответствует общая эквивалентная длина, равная 60 диаметрам трубы. В линию включен также теплообменник; потеря давления в нем составляет 15 000 *н/м²*. Определить мощность, потребляемую насосом, если полный к. п. д. насоса $\eta = 0,6$. Относительная шероховатость стенок трубопровода $e/d = 0,005$, а вязкость воды $\mu = 0,65$ *спз*.

Задача III. 12. В межтрубном пространстве теплообменника циркулирует воздух ($G = 5$ *кг/сек*) при средней температуре $t_{ср} = 40°$ С. Теплообменник имеет 673 трубки наружным диаметром 38 *мм* и длиной 2 *м*, расположенные по вершинам равностороннего треугольника (с шагом $t = 48$ *мм*). Средняя температура стенок трубок $t_{ст} = 110°$ С. Внутренний диаметр кожуха $D_{вн} = 1,4$ *м*, а диаметр входного и выходного штуцеров $d_0 = 0,4$ *м*. В межтрубном пространстве на равном расстоянии одна от другой установлены три сегментные перегородки. Определить потерю давления воздуха при проходе через теплообменник.

Указание. Потерю давления определить по уравнению (III. 42) и внести поправку на неизотермичность потока.

Задача III. 13. Имеется кожухотрубчатый теплообменник с 757 трубами диаметром 25/21 *мм* и длиной 2,5 *м*. Диаметр кожуха $D_{вн} = 1$ *м*, а шаг трубной решетки (расстояние между осями двух соседних труб) $t = 32$ *мм*. Трубы расположены по вершинам равностороннего треугольника. В межтрубном пространстве установлены сегментные перегородки, находящиеся на расстоянии 0,25 *м* одна от другой. Диаметр входных штуцеров $d_0 = 0,14$ *м*. В межтрубном пространстве циркулирует вода ($G = 15$ *кг/сек*) при средней температуре 60° С. В трубном пространстве циркулирует раствор ($G' = 8$ *кг/сек*), плотность которого $\rho = 1100$ *кг/м*^{3}, вязкость $\mu = 3,2$ *спз*. Определить потери давления в трубном и межтрубном пространствах теплообменника.

Задача III. 14. Вода из цилиндрического резервуара диаметром $D = 5$ *м* вытекает через трубу диаметром 0,2 *м* и длиной 100 *м*. Начальный уровень воды в резервуаре расположен на 3 *м* выше трубы. Определить время, необходимое для понижения уровня на 0,3 *м*. Вязкость воды $\mu = 1$ *спз*, плотность $\rho = 1000$ *кг/м*^{3}. В первом приближении коэффициент трения λ принять равным 0,016 (с последующей проверкой).

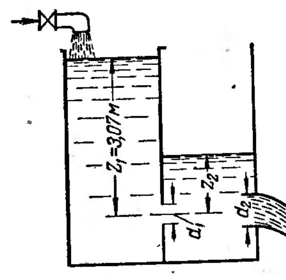


Рис. III-13. Двухкамерный резервуар (к задаче III. 15).

Задача III. 15. Прямоугольный резервуар разделен на две камеры вертикальной перегородкой (рис. III-13), в которой имеется круглое отверстие диаметром $d_1 = 0,1$ *м*. В наружной стенке резервуара имеется второе отверстие, расположенное на том же уровне, что и первое, диаметром $d_2 = 0,12$ *м*. Уровень жидкости в первой камере поддерживается постоянным и расположен над центром отверстий на высоте $z_1 = 3,07$ *м*. Определить уровень z_2 во второй камере и объемный расход жидкости $G_{об}$ через отверстия при стационарном режиме. Значение коэффициента расхода принять $C = 0,62$.

Задача III. 16. Определить максимальную высоту всасывания насоса при откачке воды температурой 50° С по трубопроводу внутренним диаметром 25 *мм* и длиной 10 *м*. Расход воды $G = 1,75$ *кг/сек*. Труба имеет три отвода под углом 90° С. Размер выступов шероховатости принять $e = 0,01$ *мм*.

Задача III. 17. Из резервуара перекачивают охлаждающую воду в конденсатор, расположенный на высоте 11 *м* над ним. Воду подают по трубопроводу внутренним диаметром 80 *мм* и длиной 200 *м*. Эквивалентная длина местных сопротивлений соответствует 100 диаметрам трубы. Коэффициент сопротивления конденсатора $\xi = 16$, коэффициент трения $\lambda = 0,025$. Определить к. п. д. насоса и расход воды, если известно, что мощность, потребляемая насосом, составляет 1,8 *квт*. Характеристика насоса (изменение

напора в зависимости от производительности при $n = const$) следующая:

Объемный расход, *м*^{3}/*ч*	Напор, *м*	Объемный расход, *м*^{3}/*ч*	Напор, *м*
10	25	20	16,4
14	23	21	11,8
18	20,3		

Задача III. 18. Определить высоту жидкости плотностью $\rho = 850$ *кг/м*^{3} над круглым переливом, если массовый расход Г жидкости на единицу длины перелива составляет 5000 *кг*/(*м·ч*).

Задача III. 19. Высота слоя сферических частиц диаметром 0,2 *мм* и плотностью $\rho_{тв} = 1800$ *кг/м*^{3} при псевдоожижении воздухом температурой 60° С составляет $z = 0,484$ *м*. Начальная высота слоя (до псевдоожижения) $z_н = 0,4$ *м*. Определить скорость воздуха (ориентировочно), а также скорость воздуха, при которой начинается унос частиц.

Задача III. 20. Частицы диаметром $d = 1,2$ *мм* и плотностью $\rho_{тв} = 2100$ *кг/м*^{3} подвергают псевдоожижению водой при 20° С. Определить потери давления в слое высотой 1,8 *м*. Насыпная плотность сухих частиц в неподвижном слое $\rho_{об} = 1300$ *кг/м*^{3}.

Задача III. 21. Воздух температурой 20° С сжимают от атмосферного давления до 30 *ат*. Определить необходимое число ступеней сжатия, промежуточные давления и величину механической работы, необходимой для сжатия 1 *кг* воздуха, если между ступенями воздух охлаждается до начальной температуры 20° С. Сжатие считать адиабатическим, показатель адиабаты для воздуха $k = 1,4$.

Задача III. 22. Определить число ступеней сжатия и потребляемую мощность турбокомпрессора при производительности 1,5 *кг/сек* воздуха температурой 20° С. Воздух сжимается от 2 до 15 *ат*. Сжатие считать адиабатическим, полный к. п. д. (включая механический) $\eta = 0,8$.

Задача III. 23. Метан при 20° С подвергается многоступенчатому сжатию от 1,5 до 90 *ат* с промежуточным охлаждением до начальной температуры. Определить увеличение потребляемой мощности при нарушении работы промежуточных холодильников и охлаждении газа только до 40° С. Сжатие считать адиабатическим (показатель адиабаты $k = 1,31$).

Задача III. 24. Определить рабочую мощность, необходимую для перемешивания жидкости в сосуде внутренним диаметром $D_{вн} = 1,2$ *м* при $Re = 10^6$. Перемешивание осуществляется двухлопастной мешалкой с длиной лопасти $l = 0,3$ *м* и высотой $h = 0,1$ *м*. Плотность жидкости $\rho = 950$ *кг/м*^{3}, вязкость $\mu = 3$ *спз*. Высота слоя жидкости $h_3 = 1$ *м*.

ЛИТЕРАТУРА

Рид Р., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, Гостоптехиздат, 1964.
Бретшнайдер Ст., Свойства газов и жидкостей. Инженерные методы расчета, Изд. «Химия», 1966.
Френкель Н. З., Гидравлика, Госэнергоиздат, 1956.
Беннет К. О., Майерс Дж. Е., Гидродинамика, теплообмен и массообмен, Изд. «Недра», 1966.
Забродский С. С., Гидродинамика и теплообмен в псевдоожиженном слое, Госэнергоиздат, 1963.
Дэвидсон И. Ф., Харрисон Д., Псевдоожижение твердых частиц, Изд. «Химия», 1965.
Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б., Основы техники псевдоожижения, Изд. «Химия», 1967.
Аэров М. Э., Тодес О. М., Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем, Изд. «Химия», 1968.
Канторович Б. В., Насосы, компрессоры и воздуходувные машины, Металлургиздат, 1956.
Старк С. Б., Основы гидравлики, насосы и воздуходувные машины, Металлургиздат, 1961.
Черкасский В. М., Романова Т. М., Кауль Р. А., Насосы, компрессоры и вентиляторы, Госэнергоиздат, 1947.
Штербачек З., Тауск П., Перемешивание в химической промышленности, Госхимиздат, 1963.

Глава IV

РАЗДЕЛЕНИЕ ГЕТЕРОГЕННЫХ СИСТЕМ

ОСНОВЫ РАСЧЕТА

Формулы, приведенные ниже, позволяют рассчитывать гидродинамические процессы разделения гетерогенных систем. Механические процессы разделения здесь не рассматриваются.

Скорость осаждения

В зависимости от рода сил, действующих на осаждаемую частицу (форма которой принимается шарообразной), процесс осаждения протекает с бóльшей или меньшей скоростью.

Осаждение под действием силы тяжести. В зависимости от значения критерия Рейнольдса для расчета скорости осаждения частицы используются следующие уравнения:

в области применимости закона Стокса ($Re < 1$)

$$w_0 = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g \qquad \text{(IV. 1)}$$

в переходной области ($1 < Re < 10^3$)

$$w_0 = 0{,}151 \frac{g^{0,42} d^{1,14}}{\mu^{0,43} \rho_2^{0,29}} (\rho_1 - \rho_2)^{0,72} \qquad \text{(IV. 2)}$$

в области применимости закона Ньютона ($10^3 < Re < 10^5$)

$$w_0 = 1{,}74 \sqrt{d \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} g} \qquad \text{(IV. 3)}$$

где w_0 — скорость осаждения частицы под действием силы тяжести, *м/сек*; d — диаметр частицы, *м*; ρ_1 — плотность частицы, *кг/м³*; ρ_2 — плотность среды, *кг/м³*; μ — вязкость среды, *н·сек/м²*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*.

Максимальный (критический) диаметр осаждающихся частиц (для данной области осаждения) определяется по уравнению

$$d_{кр} = C \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{g (\rho_1 - \rho_2) \rho_2}} \qquad \text{(IV. 4)}$$

Константа C имеет значение 2,62 в области применимости закона Стокса и 69,1 в переходной области.

Осаждение под действием центробежных сил. В этом случае для расчета применяются уравнения (IV.1) — (IV. 3) с заменой ускорения свободного падения на центробежное ускорение $\omega^2 R$. Тогда уравнение (IV. 1) принимает вид

$$w_{0,ц} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} \omega^2 R \qquad \text{(IV. 5)}$$

где $w_{0,ц}$ — скорость осаждения в поле центробежных сил, *м/сек*; ω — угловая скорость, *сек⁻¹*; R — радиус вращения частицы, *м*.

Среднюю скорость осаждения также можно определить с помощью уравнения (IV. 5), в которое вместо радиуса R подставляется среднелогарифмическая угловая скорость центрифугируемого слоя. Для циклона величина R представляет собой радиус вращения частицы; в этом случае, пренебрегая плотностью газа по сравнению с плотностью частицы, вместо уравнения (IV. 5) получим

$$w_{0,ц} = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1}{\mu} \cdot \frac{v^2}{R} \qquad \text{(IV. 6)}$$

где v — окружная скорость газа, *м/сек*.

Минимальный диаметр частиц, осаждающихся в осадительной центрифуге, определяется по уравнению

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{2\mu}{\omega^2 (\rho_1 - \rho_2)} \cdot \frac{Q}{L} \cdot \frac{\ln (R_2/R_1)}{\pi (R_2^2 - R_1^2)}} \qquad \text{(IV. 7)}$$

где Q — расход исходной суспензии, *м³/сек*; L — длина ротора центрифуги, *м*,

а осаждающихся в циклоне — по уравнению

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{\mu R}{2\pi n v \rho_1}} \qquad \text{(IV. 8)}$$

Число оборотов n газового потока в циклоне обычно принимают равным 1,5.

Фильтрование

Процесс фильтрования при постоянном перепаде давлений описывается основным уравнением

$$\tau = aV^2 + bV \qquad \text{(IV. 9)}$$

где τ — время фильтрования, *сек*; V — объем фильтрата, полученного на 1 $м^2$ поверхности фильтрования, $м^3/м^2$; a — константа, характеризующая сопротивление осадка, отнесенная к 1 $м^2$ поверхности фильтрования, $сек/м^2$; b — константа, характеризующая сопротивление фильтровальной перегородки и отнесенная к 1 $м^2$ поверхности, *сек/м*.

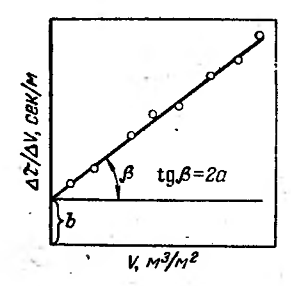


Рис. IV-1. Определение констант фильтрования по опытным данным.

Константы a и b можно определить по графику (рис. IV-1), построенному на основе опытных значений V и соответствующих им величин τ.

Если известны удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки, то указанные выше константы можно определить по уравнениям

$$a = \frac{r_0 \chi \mu}{2\,\Delta p} \qquad \text{(IV. 10)}$$

$$b = \frac{R_0 \mu}{\Delta p} \qquad \text{(IV. 11)}$$

где r_0 — удельное сопротивление осадка, $м^{-2}$; R_0 — сопротивление фильтровальной перегородки, $м^{-1}$; $\chi = V_{oc}/V$ — объем осадка, приходящийся на 1 $м^3$ фильтрата, $м^3/м^3$; μ — вязкость фильтрата, $н \cdot сек/м^2$; Δp — перепад давлений на фильтре, $н/м^2$.

Когда осадок промывают жидкостью, вязкость которой такая же что и фильтрата, скорость промывки равна скорости фильтрования в конце операции. Скорость промывки определяют путем дифференцирования уравнения (IV. 9)

$$w_{пр} = w_ф = \frac{dV}{d\tau} = \frac{1}{2aV + b} \qquad \text{(IV. 12)}$$

где $w_{пр}$, $w_ф$ — соответственно скорость промывки и фильтрования.

Если осадок промывают при другой температуре или жидкостью, вязкость которой отличается от вязкости жидкой фазы суспензии, скорость промывки определяется по уравнению

$$w_{пр} = w_ф \frac{\mu_ф}{\mu_{пр}} \qquad \text{(IV. 13)}$$

где $\mu_{пр}$, $\mu_ф$ — соответственно вязкость промывной жидкости и фильтрата.

Когда известны удельный объем промывной жидкости $V_{пр}$ (в $м^3/м^2$) и скорость промывки, то продолжительность промывки $\tau_{пр}$ (в *сек*) выражается соотношением

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{w_{пр}} \qquad \text{(IV. 14)}$$

При фильтровании в поле центробежных сил разность давлений, под действием которой протекает процесс, возникает вследствие вращения жидкости

$$\Delta p_ж = \frac{\omega^2}{2} \rho_ж \left(R_2^2 - R_1^2\right) \qquad \text{(IV. 15)}$$

где $\Delta p_ж$ — давление жидкости на стенку центрифуги, $н/м^2$; $\rho_ж$ — плотность жидкости, $кг/м^3$; R_2 — радиус центрифуги, *м*; R_1 — внутренний радиус центрифугируемого слоя, *м*; ω — угловая скорость, $сек^{-1}$.

ПРИМЕРЫ

Пример IV. 1. Определить критический диаметр капель масла, осаждающихся в воздухе при температуре 20° С. Плотность капель $\rho_1 = 900$ $кг/м^3$; плотность воздуха $\rho_2 = 1{,}2$ $кг/м^3$; вязкость воздуха $1{,}8 \cdot 10^{-2}$ *спз*.

Решение. Критический диаметр частиц, т. е. максимальный диаметр частиц, которые еще могут оседать в данной области осаждения, определяется по уравнению (IV. 4). Критический диаметр капель масла, осаждающихся в соответствии с законом Стокса, равен

$$d_{кр} = 2{,}62 \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{g(\rho_1 - \rho_2)\rho_2}} = 2{,}62 \sqrt[3]{\frac{(1{,}8 \cdot 10^{-5})^2}{9{,}81\,(900 - 1{,}2)\,1{,}2}} =$$

$$= 2{,}62 \cdot 3{,}1 \cdot 10^{-5} = 8{,}1 \cdot 10^{-5}\ м = 81\ мкм$$

Для переходной области критический диаметр определяют по уравнению (IV. 4)

$$d_{кр} = 69{,}1 \cdot 3{,}1 \cdot 10^{-5} = 2{,}1 \cdot 10^{-3}\ м = 2{,}1\ мм$$

Пример IV. 2. В условиях предыдущего примера определить скорость осаждения капель масла диаметром 15 *мкм* под действием силы тяжести.

Решение. Из примера IV. 1 следует, что максимальный диаметр капель, оседающих по закону Стокса, равен 81 *мкм*. Так как диаметр капель равен 15 *мкм*, осаждение будет происходить по закону Стокса. Определяем скорость осаждения по уравнению (IV. 1)

$$w_0 = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g = \frac{(1{,}5 \cdot 10^{-5})^2}{18} \cdot \frac{900 - 1{,}2}{1{,}8 \cdot 10^{-5}}\, 9{,}81 = 6{,}15 \cdot 10^{-3}\ м/сек$$

Пример IV. 3. Определить размеры пылеуловительной камеры, работающей в следующих условиях:

Расход очищаемого газа . . .	$Q_{об} = 2{,}400$ $м^3/ч$
Диаметр осаждаемых частиц	$d = 50$ *мкм*
Плотность частиц	$\rho_1 = 2400$ $кг/м^3$
Температура газа	$t = 20°$ С
Вязкость газа	$\mu = 1{,}8 \cdot 10^{-5}$ $н \cdot сек/м^2$

Решение. Для определения режима осаждения находим критический диаметр частиц. Согласно уравнению (IV. 4), имеем

$$d_{кр} = 2{,}62 \sqrt[3]{\frac{(1{,}8 \cdot 10^{-5})^2}{9{,}81\,(2400 - 1{,}2)\,1{,}2}} = 5{,}9 \cdot 10^{-5}\ м = 59\ мкм$$

Так как диаметр частиц меньше критического диаметра, определяемого на основе закона Стокса, осаждение будет протекать по этому закону.

Следовательно, по уравнению (IV. 1)

$$w_0 = \frac{d^2}{18} \cdot \frac{\rho_1 - \rho_2}{\mu} g = \frac{(50 \cdot 10^{-6})^2}{18} \cdot \frac{2400}{1{,}8 \cdot 10^{-5}} 9{,}81 = 0{,}182 \ \text{м/сек}$$

Размеры пылеуловительной камеры определяем при условии, что время прохождения частицей высоты и длины камеры одинаково (рис. IV-2)

$$\tau = \frac{l}{w_0} = \frac{L}{v}$$

Если обозначить объем камеры через $V_к$, то время прохождения газом камеры по длине составит

$$\tau = \frac{3600 V_к}{Q_{об}} = \frac{3600 V_к}{2400} = 1{,}5 V_к$$

Следовательно, максимальная высота камеры

$$l = 1{,}5 w_0 V_к = 1{,}5 \cdot 0{,}182 V_к = 0{,}273 V_к \ \text{м}$$

откуда площадь основания камеры

$$B = \frac{V_к}{l} = \frac{V_к}{0{,}273 V_к} = 3{,}7 \ \text{м}^2$$

Для определения размеров камеры необходимо знать также площадь ее поперечного сечения. Эта площадь определяется как функция максимально допустимой скорости газа в камере. Если принять скорость газа $v = 0{,}2$ *м/сек*, то площадь поперечного сечения камеры

$$S = \frac{Q_{об}}{3600 v} = \frac{2400}{3600 \cdot 0{,}2} = 3{,}33 \ \text{м}^2$$

Рис. IV-2. К определению размеров пылеуловительной камеры.

По значениям площади двух сечений камеры можно, выбрав один из ее размеров (высоту l, длину L или ширину b), определить остальные габаритные размеры. Так, если $l = 1$ *м*, то

$$b = \frac{S}{l} = \frac{3{,}33}{1} = 3{,}33 \ \text{м}$$

и

$$L = \frac{B}{b} = \frac{3{,}7}{3{,}33} = 1{,}11 \ \text{м}$$

Пример IV. 4. Для обеспыливания газа, получаемого при кальцинировании соды, установлен циклон диаметром $D = 0{,}74$ *м*. Газ выходит из кальцинатора при температуре 80° С, его расход составляет $Q_{об} = 6200$ *м³/ч*. Минимальный диаметр кристаллов Na_2CO_3 $d = 20$ *мкм*; плотность кристаллов $\rho_1 = 2700$ *кг/м³*; вязкость газа $\mu = 2{,}11 \cdot 10^{-2}$ *спз*. Установить пригодность данного циклона для достижения требуемой очистки газа от пыли.

Решение. С помощью циклона можно осуществить разделение, если минимальный диаметр частиц, вычисленный по уравнению (IV. 8), будет меньше минимального диаметра осаждаемых кристаллов. Подставляя в это уравнение окружную скорость v газа, принятую равной 10 *м/сек*, получаем

$$d_{мин} = 3 \sqrt{\frac{2{,}11 \cdot 10^{-5} \cdot 0{,}370}{2 \cdot 3{,}14 \cdot 1{,}5 \cdot 10 \cdot 2700}} = 16{,}6 \cdot 10^{-6} \ \text{м} = 16{,}6 \ \text{мкм}$$

Так как $16{,}6 < 20$ *мкм*, то имеющийся циклон пригоден для осуществления требуемого разделения.

Пример IV. 5. Для осаждения твердых гранул диаметром 3 *мкм* и плотностью $\rho_1 = 1100$ *кг/м³* из водной суспензии при температуре 20° С используется центрифуга с ротором диаметром 0,4 *м*. Центрифуга заполняется суспензией до половины. Определить скорость вращения центрифуги, чтобы разделение могло быть осуществлено за 10 *мин*.

Решение. Предположив, что осаждение протекает по закону Стокса, определим скорость осаждения по уравнению (IV. 5). Скорость осаждения можно определить также из выражения

$$w_{0,\,ц} = \frac{dR}{d\tau}$$

где R — радиус вращения гранулы; τ — время осаждения.

Подставив в эту зависимость выражение скорости осаждения по уравнению (IV. 5), получим дифференциальное уравнение

$$d\tau = \frac{18\mu}{(\rho_1 - \rho_2) d^2 \omega^2} \cdot \frac{dR}{R}$$

После интегрирования уравнения в пределах от внутреннего радиуса R_1 слоя материала до радиуса R_2 ротора центрифуги (по толщине центрифугируемого слоя) найдем выражение для времени осаждения

$$\tau_{ос} = \frac{18\mu}{(\rho_1 - \rho_2) d^2 \omega^2} \ln \frac{R_2}{R_1}$$

Угловую скорость можно выразить через число оборотов

$$\omega = 2\pi n$$

Вязкость воды μ при 20° С равна 1 *спз*. После подстановки числовых значений получим

$$\tau_{ос} = \frac{18 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{(1100 - 100)(3 \cdot 10^{-6})^2 \, 4 \cdot 3{,}14^2 n^2} 2{,}3 \lg \frac{R_2}{R_1} = \frac{1{,}16 \cdot 10^6}{n^2} \lg \frac{R_2}{R_1}$$

Отношение радиусов R_2/R_1 определяем из заданного условия заполнения центрифуги суспензией:

$$\pi R_2^2 L = 2\left(\pi R_2^2 - \pi R_1^2\right) L$$

откуда

$$\frac{R_2}{R_1} = \sqrt{2}$$

Так как разделение следует осуществить за 10 *мин*, т. е. за 600 *сек*, то необходимое число оборотов центрифуги

$$n = \sqrt{\frac{1{,}16 \cdot 10^6 \lg \sqrt{2}}{600}} = 17 \ \text{об/сек} = 1020 \ \text{об/мин}$$

Пример IV. 6. В опыте по фильтрованию суспензии $CaCO_3$ на фильтре с поверхностью $S = 500$ *см²* при постоянном давлении были получены результаты, приведенные ниже:

Время τ, *сек*	6,8	19,0	34,6	53,4	76,0	102,0	131,2	163,0
Объем фильтрата $V_ф$, *л*	0,5	1,0	1,5	2	2,5	3	3,5	4

Определить константы фильтрования a и b.

Решение. Значения констант фильтрования можно получить, подставив в уравнение (IV.9) две пары значений τ и $V_ф$ (см. выше) и решив полученную систему уравнений относительно a и b. При этом объем $V_ф$ в уравнении (IV.9) следует отнести к единице фильтрующей поверхности. Если выбрать значения $\tau_1 = 19$ *сек*, $\tau_2 = 53{,}4$ *сек*; $V_{ф,1} = 1$ *л*, $V_{ф,2} = 2$ *л*, то получим

$$V_1 = \frac{V_{ф,1}}{S} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0{,}05} = 0{,}02 \ м^3/м^2$$

$$V_2 = \frac{V_{ф,2}}{S} = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{0{,}05} = 0{,}04 \ м^3/м^2$$

Подставив полученные величины в уравнение (IV.9), получим систему

$$19 = a \cdot 0{,}02^2 + b \cdot 0{,}02$$

$$53{,}4 = a \cdot 0{,}04^2 + b \cdot 0{,}04$$

из которой следует

$$a = 1{,}9 \cdot 10^{-4} \ сек/м^2; \qquad b = 570 \ сек/м$$

Более точные значения a и b с учетом всех экспериментальных данных можно определить путем дифференцирования уравнения (IV.9)

$$d\tau = 2aV\,dV + b\,dV$$

откуда после перехода к конечным разностям получаем

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = 2aV + b$$

При графическом изображении зависимости в координатах $\Delta\tau/\Delta V - V$ — это уравнение дает прямую, пересекающую ось ординат в точке $\Delta\tau/\Delta V = b$; наклон прямой равен $2a$.

В табл. IV-1 приведены значения $\Delta\tau/\Delta V$ и V, отнесенные к единице фильтрующей поверхности, а также значения $\overline{V}$, усредненные по двум последовательным замерам

$$\overline{V} = \frac{V_1 + V_2}{2}$$

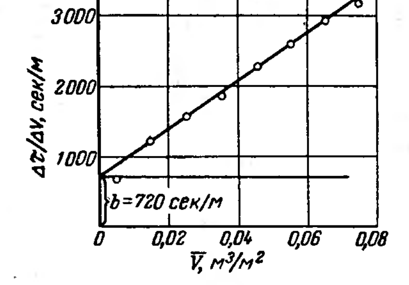


Рис. IV-3. Графическое определение констант фильтрования.

По данным последних столбцов табл. IV-1 строим график (рис. IV-3), по которому определяем значения констант фильтрования

$$a = \frac{3100 - 720}{2 \cdot 0{,}07} = 1{,}7 \cdot 10^4 \ сек/м^2; \qquad b = 720 \ сек/м$$

Таблица IV-1. Значения V, $\overline{V}$ и $\Delta\tau/\Delta V$ (при $\Delta V = 0{,}01 \ м^3/м^2$)

Время τ, сек	Объем		$\Delta\tau$, сек	$\Delta\tau/\Delta V$, сек/м	$\overline{V}$, м³/м²	Время τ, сек	Объем		$\Delta\tau$, сек	$\Delta\tau/\Delta V$, сек/м	$\overline{V}$, м³/м²
	$V_ф$, л	V, м³/м²					$V_ф$, л	V, м³/м²			
0	0	0	—	—	—	76,0	2,5	0,05	22,6	2260	0,045
6,8	0,5	0,01	6,8	680	0,005	102,0	3,0	0,06	26,0	2600	0,055
19,0	1,0	0,02	12,2	1220	0,015	131,2	3,5	0,07	29,2	2920	0,065
34,6	1,5	0,03	15,6	1560	0,025	163,0	4	0,08	31,8	3180	0,075
53,4	2,0	0,04	18,8	1880	0,035						

Отметим, что полученные значения a и b отличаются от констант, вычисленных на основании лишь одной пары экспериментальных данных.

Пример IV.7. Используя полученные в предыдущем примере константы фильтрования, определить время фильтрования 5 $м^3$ суспензии $CaCO_3$, содержащей $q_{тв} = 5\%$ твердой фазы, на фильтре поверхностью $S = 10 \ м^2$. Влажность осадка $u = 40\%$. Плотность твердой фазы $\rho_1 = 2200 \ кг/м^3$, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \ кг/м^3$.

Решение. Для определения времени фильтрования по уравнению (IV.9) необходимо знать объем полученного фильтрата. Так как объем суспензии известен, объем фильтрата можно определить, вычитая объем осадка на фильтре из объема суспензии. Количество полученного осадка определяем по формуле

$$M_{ос} = \frac{M_{сусп} q_{тв}}{100 - u}$$

Для определения массы суспензии необходимо вычислить ее плотность. Если известны плотности обеих фаз, образующих суспензию, то плотность последней можно определить из следующего выражения:

$$\frac{100}{\rho_{сусп}} = \frac{100 - q_{тв}}{\rho_2} + \frac{\rho_{тв}}{\rho_1}$$

выведенного на основании допущения об аддитивности объемов обеих фаз.

Плотность суспензии $\rho_{сусп} = 1030 \ кг/м^3$; масса суспензии $M_{сусп} = 5 \cdot 1030 = 5150 \ кг$; соответственно масса осадка

$$M_{ос} = \frac{5150 \cdot 6}{100 - 40} = 430 \ кг$$

Плотность осадка получим из выражения, аналогичного выражению для плотности суспензии

$$\frac{100}{\rho_{ос}} = \frac{100 - u}{\rho_1} + \frac{u}{\rho_2}$$

$$\rho_{ос} = 1485 \ кг/м^3$$

Объем осадка

$$V_{ос} = \frac{M_{ос}}{\rho_{ос}} = \frac{430}{1485} = 0{,}29 \ м^3$$

Объем фильтрата

$$V_ф = V_{сусп} - V_{ос} = 5 - 0{,}29 = 4{,}71 \ м^3$$

Разделив объем фильтрата на площадь поверхности фильтра, получим

$$V = \frac{V_ф}{S} = \frac{4{,}71}{10} = 0{,}471 \ м^3/м^2$$

Подставив в уравнение (IV.9) это значение V, а также значения констант $a = 1{,}7 \cdot 10^4 \ сек/м^2$ и $b = 720 \ сек/м$, полученные в предыдущем примере, определяем время фильтрования

$$\tau = aV^2 + bV = 1{,}7 \cdot 10^4 \cdot 0{,}471^2 + 720 \cdot 0{,}471 = 110 \ сек = 1{,}14 \ ч$$

Пример IV.8. Используя данные примеров (IV.6) и (IV.7), определить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки, если разность давлений при фильтровании $\Delta p = 5 \cdot 10^4 \ н/м^2$ при $t = 20°$ C.

Решение. Удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки определяем по уравнениям (IV. 10) и (IV. 11) используя известные значения констант фильтрования

$$r_0 = \frac{2a\,\Delta P}{\chi\mu} \quad \text{и} \quad R_0 = \frac{b\,\Delta p}{\mu}$$

Отношение χ равно

$$\chi = \frac{V_{oc}}{V_ф} = \frac{0{,}29}{4{,}71} = 0.0615 \ м^3/м^3$$

(V_{oc} и $V_ф$ были получены в предыдущем примере).

Вязкость фильтрата принимаем равной вязкости воды при 20° С, $\mu = 1$ *спз*. Подставив числовые значения в уравнения (IV. 10) и (IV. 11), получим

$$r_0 = \frac{2a\,\Delta p}{\chi\mu} = \frac{2 \cdot 1{,}7 \cdot 10^4 \cdot 5 \cdot 10^4}{0{,}0615 \cdot 10^{-3}} = 2{,}76 \cdot 10^{13} \ м^{-2}$$

$$R_0 = \frac{b\,\Delta P}{\mu} = \frac{720 \cdot 5 \cdot 10^4}{10^{-3}} = 3{,}6 \cdot 10^{10} \ м^{-1}$$

Пример IV. 9. По условиям примера (IV. 7) определить конечную скорость фильтрования, если время фильтрования составляет 2 *ч*.

Решение. Определяем скорость фильтрования в конце операции из уравнения (IV. 12)

$$w_ф = \frac{1}{2aV + b}$$

где V — объем фильтрата, полученного в конце операции.

Конечный объем фильтрата определяем по уравнению (IV. 9)

$$\tau = aV^2 + bV$$

$$2 \cdot 3600 = 1{,}7 \cdot 10^4 V^2 + 720V$$

или

$$170V^2 + 7{,}2V - 72 = 0$$

откуда

$$V = \frac{-7{,}2 + \sqrt{7{,}2^2 + 4 \cdot 170 \cdot 72}}{2 \cdot 170} = 0{,}62 \ м^3/м^2$$

Подставив это значение в уравнение (IV. 12), получим

$$w_ф = \frac{1}{2 \cdot 1{,}7 \cdot 10^4 \cdot 0{,}62 + 720} = \frac{1}{21\,800} = 4{,}6 \cdot 10^{-5} \ м^3/(м^2 \cdot сек) = 0{,}165 \ м^3/(м^2 \cdot ч)$$

Пример IV. 10. На фильтре поверхностью $S = 50 \ м^2$ фильтруют водную суспензию при 20° С. При этом получают 7 $м^3$ фильтрата. Из лабораторных опытов, выполненных в тех же условиях, что и на фильтре, известны константы фильтрования: $a = 1{,}44 \cdot 10^6$ *сек/м²*; $b = 9 \cdot 10^3$ *сек/м*. Определить время промывки осадка водой при температуре 40° С, если расход промывной воды составляет 10 *л/м²*.

Решение. Сначала определяем конечную скорость фильтрования по уравнению (IV. 12)

$$w_ф = \frac{1}{2aV + b} = \frac{1}{2 \cdot 1{,}44 \cdot 10^6 \cdot 7/50 + 9 \cdot 10^3} =$$

$$= 2{,}42 \cdot 10^{-6} \ м^3/(м^2 \cdot сек) = 8{,}8 \cdot 10^{-3} \ м^3/(м^2 \cdot ч)$$

Осадок промывают той же жидкостью, которая содержится в суспензии, но при другой температуре.

Определяем скорость промывки по уравнению (IV. 13)

$$w_{пр} = w_ф \frac{\mu_ф}{\mu_{пр}}$$

Для воды при 20° С значение $\mu_ф = 1$ *спз*, а при 40° С $\mu_{пр} = 0{,}656$ *спз*. Подставив эти величины в предыдущее уравнение, получим

$$w_{пр} = 8{,}8 \cdot 10^{-3} \frac{1}{0{,}656} = 1{,}34 \cdot 10^{-2} \ м^3/(м^2 \cdot ч)$$

Продолжительность промывки определяем по уравнению (IV. 14)

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{w_{пр}} = \frac{10 \cdot 10^{-3}}{1{,}34 \cdot 10^{-2}} = 0{,}75 \ ч$$

Пример IV. 11. На фильтре поверхностью $S = 50 \ м^2$ фильтруют суспензию, содержащую $q_{тв} = 15\%$ твердой фазы. Влажность осадка $u = 40\%$. Определить толщину осадка на фильтре, если продолжительность фильтрования и промывки осадка составила 10 *ч*; осадок промывают объемом воды, равным 1/5 объема фильтрата. Константы фильтрования $a = 1{,}08 \cdot 10^5$ *сек/м²*; $b = 2{,}16 \cdot 10^3$ *сек/м*; плотность твердой фазы $\rho_1 = 3000 \ кг/м^3$, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000 \ кг/м^3$.

Решение. Сначала определяем конечный объем фильтрата. Продолжительность собственно фильтрования и промывки осадка

$$\tau = \tau_ф + \tau_{пр} = aV^2 + bV + \frac{0{,}2V}{\dfrac{1}{2aV + b}}$$

или

$$\tau = aV^2 + bV + 0{,}4aV^2 + 0{,}2bV$$

откуда после подстановки числовых значений и перегруппировки членов получим

$$151V^2 + 2{,}6V - 36 = 0$$

$$V = \frac{-2{,}6 + \sqrt{2{,}6^2 + 4 \cdot 151 \cdot 36}}{2 \cdot 151} = \frac{-2{,}6 + 147}{302} = 0{,}48 \ м^3/м^2$$

Общий объем фильтрата

$$V_ф = SV = 50 \cdot 0{,}48 = 24 \ м^3$$

Для определения толщины слоя осадка на фильтре необходимо определить объем осадка. Обозначив через $M_ф$, $M_{сусп}$ и M_{oc} массы фильтрата, суспензии и осадка, можно написать следующие соотношения:

$$M_ф = V_ф\rho_2 = 24 \cdot 1000 = 24\,000 \ кг$$

$$M_{oc} = \frac{M_{сусп} q_{тв}}{100 - u} = \frac{M_{сусп} 15}{100 - 40} = \frac{15 M_{сусп}}{60} = \frac{M_{сусп}}{4}$$

$$M_{сусп} = M_ф + M_{oc} = M_ф + \frac{M_{сусп}}{4}$$

Отсюда

$$3M_{сусп} = 4M_ф; \quad M_{сусп} = \frac{4M_ф}{3} = \frac{4 \cdot 24\,000}{3} = 32\,000 \ кг$$

Следовательно

$$M_{ос}=\frac{M_{сусп}}{4}=\frac{32\,000}{4}=8000\ кг$$

Плотность осадка определяем из соотношения

$$\frac{100}{\rho_{ос}}=\frac{60}{3000}+\frac{40}{1000}$$

откуда

$$\rho_{ос}=1670\ кг/м^3$$

Соответственно объем осадка

$$V_{ос}=\frac{M_{ос}}{\rho_{ос}}=\frac{8000}{1670}=4,8\ м^3$$

а толщина слоя осадка на фильтре

$$l=\frac{V_{ос}}{S}=\frac{4,8}{50}=0,096\ м$$

Пример IV. 12. Из опытных данных по фильтрованию суспензии при разности давлений $\Delta p=9,81\cdot10^4\ н/м^2$ была вычислена необходимая поверхность фильтрования $S=0,35\ м^2$. Подобрать центрифугу, которая позволила бы осуществить фильтрование при тех же условиях, если плотность суспензии $\rho_{сусп}=1200\ кг/м^3$, а толщина слоя осадка в центрифуге принята равной 100 *мм*.

Решение. Выбираем центрифугу с диаметром ротора $D=450\ мм$ и высотой $l=250\ мм$. Поверхность фильтрования центрифуги

$$S=\pi Dl=3,14\cdot0,450\cdot0,250=0,354\ м^2$$

Эта поверхность соответствует требуемой поверхности фильтрования.

Центрифуга должна также обеспечить разность давлений, при которой проводились опыты по фильтрованию. Определим давление, оказываемое суспензией во время центрифугирования, из уравнения (IV. 15)

$$\Delta p=\frac{\omega^2}{2}\rho_{сусп}\left(R_2^2-R_1^2\right)$$

Подставив вместо угловой скорости ее выражение через число оборотов, получим

$$n^2=\frac{\Delta p}{2\pi^2\rho_{сусп}\left(R_2^2-R_1^2\right)}=\frac{9,81\cdot10^4}{2\cdot9,85\cdot1,2\cdot10^3\,(0,05-0,0156)}=120$$

$$n=11\ об/сек=660\ об/мин$$

Пример IV. 13. Рассчитать нутч-фильтр для фильтрования водной суспензии, содержащей $q_{тв}=5\%$ твердой фазы. Влажность осадка $u=45\%$. Производительность фильтра по фильтрату $V_ф=5\ м^3/ч$. Перепад давления на фильтре $\Delta p=500$ *мм рт. ст.* Удельное сопротивление осадка $r_0=9\cdot10^{11}\ м^{-2}$, сопротивление фильтровальной перегородки $R_0=2\cdot10^9\ м^{-1}$; плотность твердой фазы $\rho_1=2000\ кг/м^3$; плотность жидкой фазы $\rho_2=1000\ кг/м^3$. Осадок промывают водой при температуре $t=20°$ С, используя 1 *кг* воды на 1 *кг* осадка.

Решение. Составляем материальный баланс и определяем объем осадка; выбираем толщину слоя осадка и находим время фильтрования осадка данной

толщины. Затем определяем время собственно фильтрования и общее время, затраченное на операцию, после чего вычисляем поверхность фильтрования и необходимое число фильтров.

1. *Составление материального баланса.* Сначала определяем плотность суспензии

$$\frac{100}{\rho_{сусп}}=\frac{95}{1000}+\frac{5}{2000}$$

$$\rho_{сусп}=1020\ кг/м^3$$

и плотность осадка

$$\frac{100}{\rho_{ос}}=\frac{55}{2000}+\frac{45}{1000}$$

$$\rho_{ос}=1380\ кг/м^3$$

Затем определяем количество суспензии и осадка. Обозначив через $M_{сусп}$, $M_ф$ и $M_{ос}$ массу суспензии, фильтрата и осадка, можно написать соотношение

$$M_ф=M_{сусп}-M_{ос}$$

но

$$M_{ос}=\frac{M_{сусп}q_{тв}}{100-u}$$

и следовательно

$$M_ф=M_{сусп}-\frac{q_{тв}M_{сусп}}{100-u}$$

$$5000=M_{сусп}-\frac{5M_{сусп}}{55};\quad M_{сусп}=5500\ кг/ч$$

Таким образом, количество получаемого осадка

$$M_{ос}=M_{сусп}-M_ф=5500-5000=500\ кг/ч$$

2. *Определение объема осадка и отношения* χ

$$V_{ос}=\frac{M_{ос}}{\rho_{ос}}=\frac{500}{1380}=0,38\ м^3/ч$$

$$\chi=\frac{V_{ос}}{V_ф}=\frac{0,36}{5}=0,072\ м^3/м^3$$

3. *Толщина слоя осадка.* Принимаем толщину слоя осадка $l=200\ мм$. На 1 $м^2$ поверхности фильтрования количество осадка составит

$$V_{ос}=1\cdot0,2=0,2\ м^3/м^2$$

или

$$M_{ос}=0,2\cdot1380=276\ кг/м^2$$

Соответствующее удельное количество фильтрата

$$V_ф=\frac{V_{ос}}{\chi}=\frac{0,2}{0,072}=2,8\ м^3/м^2$$

4. *Время фильтрования* объема фильтрата, отнесенного к 1 $м^2$ поверхности фильтрования. Сначала находим константы фильтрования по уравнениям (IV. 10) и (IV. 11). Вязкость воды при 20° С $\mu=1$ *спз*; перепад давления на фильтре

$$\Delta p=500\cdot133,32=6,66\cdot10^4\ н/м^2$$

Подставив числовые значения в уравнения (IV. 10) и (IV. 11), получим

$$a=\frac{r_0\chi\mu}{2\,\Delta p}=\frac{9\cdot10^{11}\cdot7,2\cdot10^{-2}\cdot10^{-3}}{2\cdot6,66\cdot10^4}=4,85\cdot10^2\ сек/м^2$$

$$b=\frac{\mu R_0}{\Delta p}=\frac{10^{-3}\cdot2\cdot10^9}{6,66\cdot10^4}=30\ сек/м$$

Время фильтрования найдем по уравнению (IV.9)

$$\tau = 4{,}85 \cdot 10^2 \cdot 2{,}8^2 + 30 \cdot 2{,}8 = 3884 \text{ сек} = 1{,}08 \text{ ч}$$

5. *Время промывки.* Определяем сначала скорость промывки по уравнению (IV.12)

$$w_{пр} = w_ф = \frac{1}{2aV+b} = \frac{1}{2 \cdot 4{,}85 \cdot 10^2 \cdot 2{,}8 + 30}$$

$$w_{пр} = 3{,}65 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сек}) = 1{,}32 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Количество промывной воды

$$V_{пр} = \frac{1 \cdot 276}{1000} = 0{,}276 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Время промывки находим из уравнения (IV.14)

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{w_{пр}} = \frac{0{,}276}{1{,}32} = 0{,}209 \text{ ч}$$

6. *Общая продолжительность цикла фильтрования.* Принимаем продолжительность разгрузки фильтра $\tau_р = 15$ *мин* $= 0{,}25$ *ч* и время, необходимое для подготовки фильтрующей поверхности, $\tau_{подг} = 10$ *мин* $= 0{,}166$ *ч*. Таким образом, общая продолжительность цикла фильтрования

$$\tau_{общ} = \tau_ф + \tau_{пр} + \tau_р + \tau_{подг} = 1{,}07 + 0{,}209 + 0{,}25 + 0{,}166 = 1{,}7 \text{ ч}$$

7. *Требуемая поверхность фильтрования.* По производительности фильтра (по фильтрату) и общей продолжительности цикла фильтрования определяем величину необходимой поверхности фильтрования

$$S = \frac{V_ф}{V} \tau_{общ} = \frac{5 \cdot 1{,}7}{2{,}8} = 3{,}03 \text{ м}^2$$

8. *Число фильтров.* Выбираем нутч-фильтр круглого сечения диаметром $D = 1000$ *мм* и высотой $l = 350$ *мм*. Число фильтров, требуемое по расчету

$$n = \frac{4S}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 3{,}03}{3{,}14 \cdot 1^2} = 3{,}9$$

Таким образом, должно быть установлено 4 фильтра.

ЗАДАЧИ

Задача IV.1. Определить критический диаметр гранул суспензии, если их плотность $\rho_1 = 2750$ *кг/м³*, плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1200$ *кг/м³*, а ее вязкость $\mu = 2{,}4$ *спз*.

Задача IV.2. Из условий предыдущей задачи определить скорость осаждения гранул диаметром $d = 25$ *мкм*.

Задача IV.3. Определить скорость осаждения гранул пирита в газе при температуре 400° С. Дано: минимальный диаметр гранул пирита $d = 10$ *мкм*; плотность гранул $\rho_1 = 4000$ *кг/м³*; плотность газа $\rho_2 = 0{,}508$ *кг/м³*; его кинематическая вязкость $\nu = 6{,}038 \cdot 10^{-5}$ *м²/сек*.

Задача IV.4. По условиям предыдущей задачи определить размеры осадительной камеры. Расход газа, приведенного к нормальным условиям, $Q_{об} = 3600$ *м³/ч*; максимально допустимая скорость газа в камере принята равной $v = 0{,}25$ *м/сек*.

Задача IV.5. Определить константы фильтрования a и b по следующим экспериментальным данным:

Время τ, *сек*	70	225	455	770
Объем фильтрата, *л*	10	20	30	40

Эти данные получены при фильтровании суспензии на фильтре поверхностью $S = 0{,}05$ *м²* при перепаде давления $\Delta p = 4{,}91 \cdot 10^4$ *н/м²* и температуре 20° С.

Задача IV.6. По условиям предыдущей задачи определить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтра, если $\chi = 0{,}01$ *м³/м³* и $\mu = 1$ *спз*.

Задача IV.7. Определить константы фильтрования при фильтровании водной суспензии при 20° С и перепаде давления на фильтре $\Delta p = 6$ *кгс/см²*. Отношение $\chi = 0{,}07$ *м³/м³*; $r_0 = 2{,}86 \cdot 10^{15}$ *м⁻²*; $R_0 = 4{,}3 \cdot 10^{10}$ *м⁻¹*.

Задача IV.8. На рамном фильтрпрессе фильтруют суспензию динатрийфосфата, содержащую $q_{тв} = 50\%$ твердой фазы. Влажность полученного осадка $u = 40\%$. Производительность фильтра по осадку $M_{oc} = 700$ *кг/ч*. Определить расход фильтруемой суспензии, фильтрата и отношение χ, если плотность твердой фазы $\rho_1 = 1600$ *кг/м³*; плотность жидкой фазы $\rho_2 = 1000$ *кг/м³*.

Задача IV.9. По условиям предыдущей задачи определить требуемую поверхность фильтрования. Известны константы фильтрования: $a = 1{,}19 \cdot 10^6$ *сек/м²*; $b = 51$ *сек/м*.

Задача IV.10. Определить по условиям предыдущей задачи, сколько времени потребуется для промывания осадка из расчета 2 *кг* воды на 1 *кг* осадка. Вязкость фильтрата $\mu_ф = 0{,}7$ *спз*; вязкость промывной воды $\mu_в = 1$ *спз*.

Задача IV.11. Определить поверхность нутч-фильтра, работающего в следующих условиях: количество фильтруемой суспензии $Q_c = 2500$ *кг*; содержание в ней твердой фазы $q_{тв} = 10\%$; влажность осадка $u = 60\%$; плотность фильтрата $\rho_2 = 1040$ *кг/м³*; плотность осадка $\rho_{oc} = 1100$ *кг/м³*; удельное сопротивление осадка $r_0 = 1{,}324 \cdot 10^{14}$ *м⁻²*; сопротивление фильтровальной перегородки $R_0 = 5{,}69 \cdot 10^{11}$ *м⁻¹*; количество промывной воды 1,75 *м³/м³* влажного осадка; вязкость фильтрата $\mu_ф = 1{,}1$ *спз*; вязкость промывной воды 1 *спз*; перепад давления на фильтре $\Delta p = 1{,}96 \cdot 10^5$ *н/м²*. Время, необходимое для разгрузки и подготовки фильтра, $\tau_{р+подг} = 20$ *мин*.

ЛИТЕРАТУРА

Брайнес Я. М., Примерные расчеты фильтрующих аппаратов, 1961.

Жужиков В. А., Фильтрование, Изд. «Химия», 1968.

Соколов В. И., Современные промышленные центрифуги, Изд. «Машиностроение», 1967.

Forbes Steward R. Sedimentation, в кн. «Chemical engineering practice», v. 3, London, Butteworths scientific publication, 1957.

Перри Дж., Справочник инженера-химика, т. 2, Изд. «Химия», 1970.

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

Глава V

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС

ПРИЛОЖЕНИЕ ПЕРВОГО НАЧАЛА ТЕРМОДИНАМИКИ

Важной технической задачей является определение количества тепла Q, которым система во время протекания процесса обменивается с окружающей средой. Поскольку тепловой эффект зависит от пути, по которому протекает процесс, желательно связать тепловой эффект процесса с параметрами состояния, например внутренней энергией или энтальпией:

для изохорного процесса

$$Q = \Delta U \tag{V. 1}$$

для изобарного процесса

$$Q = \Delta H \tag{V. 2}$$

где Q — тепло, полученное системой, *дж (ккал)*; $\Delta U = U_к - U_н$ — приращение внутренней энергии системы, *дж (ккал)*; $\Delta H = H_к - H_н$ — приращение энтальпии системы, *дж (ккал)*; индексы н и к относятся соответственно к начальному и конечному состояниям системы.

Если приращение объема, обусловленное изменением состояния, мало (твердые или жидкие системы), то можно считать, что $\Delta H = \Delta U$.

Так как на практике большинство процессов проводят при постоянном давлении, количество тепла, которым система обменивается со средой, будет вычисляться в дальнейшем, исходя из приращения энтальпии системы.

Приращение энтальпии системы при изменении состояния складывается из двух составляющих

$$\Delta H = \sum \Delta H_т + \sum \Delta H_ф \tag{V. 3}$$

где $\sum \Delta H_т$ — тепло, поглощаемое или отдаваемое системой в результате изменения ее температуры; $\sum \Delta H_ф$ — тепло, поглощаемое или отдаваемое системой в результате изменения физического или химического состояния (теплота фазовых превращений, теплота реакции, теплота растворения и т. д.).

Теплообмен, сопровождаемый изменением температуры

При изменении температуры системы от t_1 до t_2 количество тепла, поглощенное системой, составляет

$$Q = \Delta H_т = \int_{t_1}^{t_2} G c_p \, dt = G \, [c_p]_{t_1}^{t_2} (t_2 - t_1) \tag{V. 4}$$

где G — количество вещества в системе, *кг*; c_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; $[c_p]_{t_1}^{t_2}$ — средняя удельная теплоемкость в интервале $t_1 - t_2$, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*].

Если количество вещества выражено в молях, то используют мольные теплоемкости.

Зависимость удельной теплоемкости веществ от температуры обычно выражается соотношением

$$c_p = a + bt + ct^2 \tag{V. 5}$$

где a, b, c — константы, определяемые экспериментально.

В некоторых случаях расчетные данные лучше согласуются с опытными при замене последнего члена уравнения (V. 5) на c'/t^2.

Из уравнений (V. 4) и (V. 5) получаем следующее выражение для средней удельной теплоемкости:

$$[c_p]_{t_1}^{t_2} = a + \frac{b}{2} (t_2 + t_1) + \frac{c}{3} \cdot \frac{t_2^3 - t_1^3}{t_2 - t_1} \tag{V. 6}$$

Значения констант a, b и c или c' для наиболее часто используемых в промышленности газов приводятся в справочной литературе*. Изменением удельной теплоемкости твердых и жидких тел при различной температуре практически можно пренебречь (за исключением случаев изменения температуры в очень большом интервале).

При отсутствии экспериментальных данных удельные теплоемкости веществ можно с некоторым приближением определить расчетным путем.

Удельная теплоемкость твердых веществ $c_{тв}$, *кдж/(кг · град)* · [*ккал/(кг · град)*] может быть вычислена при помощи приближенного правила Коппа

$$c_{тв} = \frac{\sum c_a}{M} \tag{V. 7}$$

где $\sum c_a$ — сумма атомных теплоемкостей элементов, входящих в состав вещества, *кдж/(кг-атом · град)* [*кал/(кг-атом · град)*]; M — масса 1 *кмоль*, *кг/кмоль*.

* Карапетьянц М. Х., Химическая термодинамика, Госхимиздат, 1953.

Атомные теплоемкости некоторых элементов приведены ниже:

Элементы	$c_а$, *кдж/(кг-атом·град)*	Элементы	$c_а$, *кдж/(кг-атом·град)*
C	7,55	F	20,9
H	9,63	P	22,6
B	11,3	S	22,6
Si	15,9	Другие	25,95
O	16,75		

Мольная теплоемкость ароматических (C_nH_{2n-6}) *и алифатических углеводородов* гомологических рядов C_nH_{2n} и $C_nH_{2n\pm2}$ в твердом или жидком состоянии в первом приближении может быть рассчитана по уравнению Шелеста

$$C_{тв} = z \cdot 0{,}993 \left(\ln \frac{T}{98{,}1} + 1\right) \quad (V.8)$$

где $C_{тв}$ — мольная теплоемкость, *кал/(моль·град)*; z — число атомов в молекуле; T — абсолютная температура, °K.

Мольная теплоемкость смеси газов вычисляется по формуле

$$\bar{C}_p = \sum x_i \cdot C_{p,\,i} \quad (V.9)$$

где $\bar{C}_p$ — мольная теплоемкость смеси газов, *дж/(моль·град)* [*кал/(моль·град)*]; x_i — мольная доля i-го компонента; $C_{p,\,i}$ — мольная теплоемкость i-го компонента, *дж/(моль·град)* [*кал/(моль·град)*].

Удельную теплоемкость растворов при отсутствии экспериментальных данных можно приближенно определить, используя правило аддитивности

$$c_р = \sum g_i c_i \quad (V.10)$$

где g_i — массовая доля i-го компонента; c_i — удельная теплоемкость i-го компонента, *кдж/(кг·град)* [*ккал/(кг·град)*].

В табл. V-1 приведены эмпирические формулы для расчета удельной теплоемкости растворов некоторых веществ в зависимости от их концентрации (c).

Таблица V-1. **Удельные теплоемкости растворов**

Раствор	Пределы концентрации, вес. %	Удельная теплоемкость, *ккал/(кг·град)*	Раствор	Пределы концентрации, вес. %	Удельная теплоемкость, *ккал/(кг·град)*
NaCl	16—42	$1-0{,}008c$	KOH	0—24	$1-0{,}0115c$
NH_3	0—40	1,0	KCl	0—31	$1-0{,}0113c$
NaOH	0—57	$1-0{,}032\sqrt{c}$			

Теплота физико-химических превращений

Теплота парообразования (*конденсации*) зависит от температуры (давления) процесса испарения (конденсации).

Мольная теплота парообразования неполярных жидкостей при атмосферном давлении приближенно определяется в соответствии с правилом Трутона *

$$r_m = 21 T_н \quad (V.11)$$

где r_m — теплота парообразования, *кал/моль*; $T_н$ — температура кипения при атмосферном давлении, °K.

Точное значение теплоты парообразования r (*дж/кг*) выражается уравнением Клаузиуса — Клапейрона

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{T\,(v'' - v')} \quad (V.12)$$

где p — давление, *н/м²*; T — абсолютная температура, °K; v', v'' — удельный объем жидкости и пара, *м³/кг*.

Величину dp/dT можно определить одним из следующих способов:

дифференцированием уравнения, выражающего зависимость давления пара от температуры;

измерением углового коэффициента касательной к кривой на графике зависимости давления пара от температуры;

заменой производной отношением конечных, но малых разностей $\Delta p/\Delta T$; интегрированием в пределах, возможно более близких к данной температуре испарения.

Сопоставляя по уравнению (V.12) данные для рассматриваемой жидкости и выбранной стандартной жидкости, для которой известна зависимость давления пара и теплоты парообразования от температуры, получим

$$r = \frac{r'}{K} \cdot \frac{M'}{M} \left(\frac{T}{T'}\right)^2 \quad (V.13)$$

где T, T' — температура кипения данной и стандартной жидкости при одном и том же давлении, °K; r' — теплота парообразования стандартной жидкости при том же давлении, *дж/кг* (*ккал/кг*); M, M' — молекулярный вес данной и стандартной жидкости, *кг*; K — наклон линии Дюринга на графике, где приведены температуры кипения рабочей и стандартной жидкостей при одинаковом значении давления их паров [см. уравнение (VII.19)].

Расчет теплоты парообразования при температуре T может быть также произведен по уравнению Ватсона

$$r = r_1 \left(\frac{T_{кр} - T}{T_{кр} - T_1}\right)^{0{,}38} \quad (V.14)$$

где r_1 — известное значение теплоты парообразования той же жидкости при температуре T_1; $T_{кр}$ — критическая температура жидкости.

Теплоту плавления можно определить по уравнению (V.12). Однако ввиду отсутствия сведений об изменении температуры плавления в зависимости от давления следует пользоваться

* В системе СИ $r_m = 88\,000\ T_н$ *дж/кг*. (*Прим. ред.*)

эмпирическими данными. Изменение теплоты плавления с изменением давления незначительно.

Теплоту сублимации можно также определить при помощи уравнения (V. 12), если известно изменение давления пара твердого вещества при различной температуре. Можно также рассматривать теплоту сублимации аддитивно, как сумму теплот плавления и парообразования.

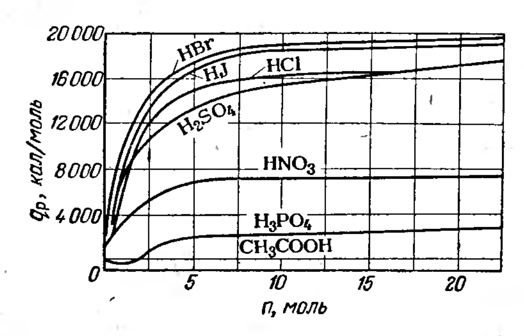


Рис. V-1. Теплоты растворения $q_р$ некоторых кислот.

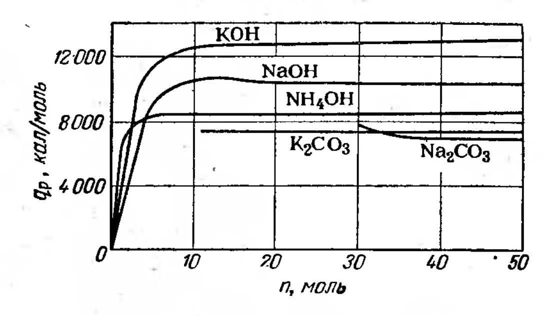


Рис. V-2. Теплоты растворения $q_р$ некоторых щелочей и щелочных солей.

Для определения *теплот растворения и разбавления* (*кристаллизации и концентрирования*) необходимо располагать экспериментальными данными. Наиболее простой метод интерпретирования этих данных заключается в построении кривых, аналогичных кривым на рис. V-1 и V-2. На этих рисунках приведены значения теплоты, выделяющейся при растворении 1 *моль* кислоты или основания, в зависимости от числа молей n воды, в которых происходит растворение. Обычно теплоту растворения считают положительной при экзотермическом процессе и отрицательной — при эндотермическом.

Использование кривых рис. V-1 и V-2 для расчета, см. пример V. 3.

СОСТАВЛЕНИЕ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ

Уравнение теплового баланса является частным случаем закона сохранения энергии, когда изменение всех других видов энергии, кроме тепловой, равно нулю.

Согласно тепловому балансу

$$\begin{matrix}\text{теплота,}\\ \text{поглощенная}\\ \text{системой}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{теплота,}\\ \text{содержащаяся}\\ \text{в системе}\end{matrix} = \begin{matrix}\text{теплота,}\\ \text{отдаваемая}\\ \text{системой}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{теплота,}\\ \text{оставшаяся}\\ \text{в системе}\end{matrix} \qquad (V.15)$$

В общем случае для непрерывных и периодических процессов на основании соотношения (V. 15) можно написать

$$A_q = \frac{\partial}{\partial \tau}\left(\sum_{j=1}^{j=n} Q_j i_j\right) = \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} i_{j'} - \sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} i_{j''} + q \qquad (V.16)$$

где A_q — тепло, аккумулированное системой (разность между энтальпиями системы в моменты $\tau + d\tau$ и τ), *вт* (*ккал/ч*); Q_j — количество j-го материала в системе, *кг*; $G_{j'}$ — количество j'-го материала, вводимого в систему в единицу времени, *кг/сек* (*кг/ч*); $G_{j''}$ — количество j''-го материала, удаляемого из системы в единицу времени, *кг/сек* (*кг/ч*); n, n', n'' — число материалов, соответственно имевшихся, вводимых и удаляемых из системы; i_j, $i_{j'}$, $i_{j''}$ — удельные энтальпии j-, j'- и j''-го материалов, *дж/кг* (*ккал/кг*); q — тепло, поглощенное системой из внешней среды, *вт* (*ккал/ч*).

Для получения расчетных соотношений между энтальпиями, количествами материалов и временем необходимо проинтегрировать уравнение (V. 16) в зависимости от условий протекания процесса. При интегрировании следует пользоваться также уравнениями материального баланса (II. 4) и (II. 5).

Для стационарных процессов (локальные значения параметров не изменяются во времени) количество аккумулированного тепла равно нулю, т. е. $A = 0$, поэтому уравнение теплового баланса принимает вид

$$\sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} i_{j''} - \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} i_{j'} = q \qquad (V.17)$$

В уравнениях (V. 16) и (V. 17) энтальпии i_j представляют собой разность энтальпий, если исходить из начала отсчета, принимаемого одинаковым для всех материалов. Обычно в качестве такого начала принимается состояние вещества при 0° С.

Если энтальпии веществ не связаны с фазовыми превращениями, то уравнение (V. 17) можно записать

$$\sum_{j''=1}^{j''=n''} G_{j''} \int_{T_0}^{T_{j''}} c_{j''}\, dT - \sum_{j'=1}^{j'=n'} G_{j'} \int_{T_0}^{T_{j'}} c_{j'}\, dT = q \qquad (V.18)$$

где $c_{j'}$, $c_{j''}$ — удельные теплоемкости j'-го и j''-го материалов, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; $T_{j'}$, $T_{j''}$ — температуры j'-го и j''-го материалов, °К; T_0 — температура, от которой отсчитывается энтальпия, °К.

Для периодических процессов расчетные соотношения аналогичны уравнениям (V.17) и (V.18), но вместо расходов веществ G_j в них вводят общее количество вещества Q_j, а вместо теплового потока — общее количество поглощенного системой тепла.

ПРИМЕРЫ

Пример V.1. Найти приблизительное значение теплоемкости 14,4%-ного раствора KCl и сравнить его с величиной, полученной опытным путем [$c_p = 0,825$ *ккал/(кг·град)*].

Решение. Удельная теплоемкость хлористого калия, согласно правилу Коппа

$$c_{тв} = \frac{\sum c_a}{M} = \frac{6,2 + 6,2}{75,5} = 0,164 \ ккал/(кг \cdot град)$$

где 6,2 *ккал/(г-атом·град)* — атомная теплоемкость K и Cl; 75,5 — молекулярный вес KCl.

Вычисленное значение хорошо согласуется с опытной величиной $c_{тв} = 0,163$ *ккал/(кг·град)*.

Согласно уравнению (V.10), удельная теплоемкость раствора

$$c_p = \sum g_i c_i = (1 - 0,144) \cdot 1 + 0,144 \cdot 0,164 = 0,88 \ ккал/(кг \cdot град)$$

Используя соответствующее уравнение из табл. V-1, получим

$$c_p = 1 - 0,0113c = 1 - 0,0113 \cdot 14,4 = 0,837 \ ккал/(кг \cdot град)$$

Сравнивая расчетные данные с экспериментально найденной величиной, находим следующие значения относительной погрешности обоих методов:

$$\varepsilon_1 = \frac{0,88 - 0,825}{0,825} \cdot 100 = 6,67\%$$

$$\varepsilon_2 = \frac{0,837 - 0,825}{0,825} \cdot 100 = 1,45\%$$

Пример V.2. Определить теплоту парообразования этилового спирта при 110° C. Сравнить вычисленные различными методами значения с экспериментальным ($r = 7,77 \cdot 10^5$ *дж/кг*). Зависимость давления паров этилового спирта от температуры приведена ниже:

Температура, °C	Давление паров, *атм*	Температура, °C	Давление паров, *атм*
80	1,069	110	3,107
90	1,562	120	4,243
100	2,228	130	5,685

Плотности жидкости и пара при $p = 3,107$ *атм* составляют соответственно 706 и 4,86 *кг/м³*. Критическая температура этилового спирта —243,1° C. Известно также, что при 80° C теплота парообразования спирта равна 200,1 *ккал/кг*.

Решение. а) Воспользуемся уравнением Клаузиуса — Клапейрона (V.12)

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{T(v'' - v')}$$

Для определения производной давления пара по температуре строим на рис. V-3 соответствующий график по данным, приведенным выше, и проводим касательную, соответствующую точке $t = 110°$ C. Ее угловой коэффициент равен

$$\frac{dp}{dT} = \frac{3,99}{40} \ атм/град = \frac{3,99}{40} \cdot 1,033 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \ н/(м^2 \cdot град) = 1,012 \cdot 10^4 \ н/(м^2 \cdot град)$$

Подставив это значение в уравнение (V.12), получим

$$r = 1,012 \cdot 10^4 (110 + 273) \left(\frac{1}{4,86} - \frac{1}{706}\right) = 7,95 \cdot 10^5 \ дж/кг$$

б) Заменим производную dp/dT отношением разностей давления и температуры в интервале 100—120° C

$$\frac{dp}{dT} \approx \frac{\Delta p}{\Delta T} = \frac{4,243 - 2,228}{120 - 100} = 1,008 \ атм \cdot град = 1,023 \cdot 10^4 \ н/(м^2 \cdot град)$$

Соответственно теплота парообразования

$$r = 8,05 \cdot 10^5 \ дж/кг$$

в) Интегрируем уравнение (V.12), пренебрегая удельным объемом жидкости и считая пар идеальным газом

$$\frac{dp}{dT} = \frac{r}{Tv''} = \frac{pMr}{RT^2}$$

где $R = 8,315 \cdot 10^3$ — универсальная газовая постоянная, *дж/(кмоль·град)*; M — масса 1 *кмоль*, *кг/кмоль*.

После разделения переменных и интегрирования получим

$$r = \frac{R}{M} \cdot \frac{T_1 T_2}{T_2 - T_1} \ln \frac{p_2}{p_1}$$

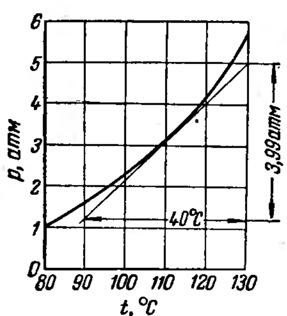


Рис. V-3. Графическое определение производной dp/dT.

Подставим соответствующие значения температуры $t_1 = 100°$ C и $t_2 = 120°$ C и получим

$$r = \frac{8,315 \cdot 10^3}{46} \cdot \frac{373 \cdot 393}{393 - 373} 2,3 \lg \frac{4,243}{2,228} = 8,44 \cdot 10^5 \ дж/кг$$

г) Воспользуемся уравнением (V.13), выбрав в качестве стандартной жидкости воду со следующими физическими параметрами:

Давление, *атм*	Температура кипения, °C
$p_1 = 2,228$	$t'_1 = 124,1$
$p_2 = 4,243$	$t'_2 = 146,3$
$p = 3,107$	$t = 135,2$

Теплота парообразования воды r при $p = 3,107$ *атм* равна $2,155 \cdot 10^6$ *дж/кг*; при 110° C давление паров этилового спирта $p = 3,107$ *атм* (стр. 116).

Определяем наклон линии Дюринга, т. е. константу K в уравнении (VII.19)

$$K = \frac{t_2 - t_1}{t'_2 - t'_1} = \frac{120 - 100}{146,3 - 124,1} = 0,9$$

Подставив найденные значения в уравнение (V.13), получим

$$r = \frac{r'}{K} \cdot \frac{M'}{M} \left(\frac{T}{T'}\right)^2 = \frac{2,155 \cdot 10^6}{0,9} \cdot \frac{18}{46} \left(\frac{110 + 273}{135,2 + 273}\right)^2 = 8,27 \cdot 10^5 \ дж/кг$$

д) Применяем уравнение Ватсона (V. 14), если известно, что теплота парообразования этилового спирта r_1 при $t_1 = 80°$ С равна 200,1 *ккал/кг*

$$r = r_1\left(\frac{T_{кр}-T}{T_{кр}-T_1}\right)^{0,38} = 200,1\cdot 4,19\cdot 10^3\left(\frac{243,1-110}{243,1-80}\right)^{0,38} = 7,76\cdot 10^5 \text{ дж/кг}$$

Сравнение относительных погрешностей с экспериментальными при вычислении теплоты парообразования различными методами приведено ниже:

Метод расчета	*а*	*б*	*в*	*г*	*д*
Относительная погрешность, %	−0,52	+0,52	+8,6	+6,45	−0,13

Результаты расчета с помощью методов *а*, *б* и *д* хорошо согласуются с экспериментальной величиной. Методы *в* и *г*, для использования которых необходимо знать лишь две температуры кипения вещества, менее точны, особенно при высоких давлениях, когда удельный объем пара заметно отличается от удельного объема идеального газа (в данном случае плотность идеального газа при тех же давлении и температуре составляет 4,54 $кг/м^3$, а пара 4,86 $кг/м^3$).

Пример V. 3. Определить:

а) температуру нагревания воды при растворении безводного едкого кали в количестве, необходимом для образования 15%-ного раствора;

б) количество тепла, необходимого для концентрирования раствора КОН от 15 до 50 вес.%;

в) конечную температуру раствора при смешении 2 *кг* 50%-ного раствора КОН с 5 *кг* 15%-ного раствора КОН. Потерями тепла можно пренебречь. Начальная температура обоих растворов 20° С.

Решение. а) Температуру раствора определяем из уравнения теплового баланса

$$Gc_{15}t = G_1c_1t_0 + G_2c_2t_0 + Q_р$$

где G, G_1, G_2 — массы раствора, воды и КОН; c_{15}, c_1, c_2 — удельные теплоемкости; $Q_р$ — теплота растворения.

Если расчет вести на $G = 1$ *кг* раствора, то $G_1 = 0,85$ *кг* и $G_2 = 0,15$ *кг*. Для определения теплоты растворения воспользуемся рис. V-2.

Мольное отношение $H_2O : KOH$

$$n = \frac{G_1/M_1}{G_2/M_2} = \frac{0,85/18}{0,15/57} = 18$$

Из рис. V-2 для $n = 18$ получаем $q_р = 12\,800$ *ккал/моль* = 225 *ккал/кг*.

Удельную теплоемкость 15%-ного раствора КОН определяем по соответствующей формуле из табл. V-1.

$$c_{15} = 1 - 0,0115\cdot 15 = 0,827 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$$

Удельную теплоемкость безводного едкого кали определяем по правилу Коппа

$$c_2 = \frac{6,2+4+2,3}{57} = 0,22 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$$

Подставив полученные значения в уравнение теплового баланса, получим температуру t раствора

$$t = \frac{t_0(G_1c_1+G_2c_2)+G_2q_р}{Gc_{15}} = \frac{20(0,85+0,15\cdot 0,22)+0,15\cdot 225}{0,827} = 62,4 °C$$

б) Теплота дегидратации рассчитывается как разность теплот растворения едкого кали при образовании 50- и 15%-ного растворов

$$q = q^{50} - q^{15}$$

Мольное отношение n, соответствующее концентрации раствора 50%, составляет

$$n = \frac{0,5:18}{0,5:57} = 3,16$$

Для этого значения n теплота разбавления определяется по рис. V-2

$$q^{50} = 10\,000 \text{ ккал/кмоль} = 175 \text{ ккал/кг}$$

Следовательно

$$q = 175 - 225 = -50 \text{ ккал/кг}$$

т. е. концентрирование раствора КОН происходит с поглощением тепла.

в) Температуру раствора после смешения определяем с помощью уравнения теплового баланса, аналогичного приведенному в решении *а*

$$Gc_pt = G_1c_{50}t_0 + G_2c_{15}t_0 + Q_{разб}$$

Количество раствора G и его конечную концентрацию c вычисляем из уравнений материального баланса

$$G = G_1 + G_2 = 2 + 5 = 7 \text{ кг}$$

$$c = \frac{c_1G_1 + c_2G_2}{G} = \frac{50\cdot 2 + 15\cdot 5}{7} = 25\%$$

Удельная теплоемкость

$$c_p = 1 - 0,0115\cdot 25 = 0,712 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$$

Поскольку формулу из табл. V-1 для расчета теплоемкости 25%-ного раствора нельзя применять при концентрации КОН, равной 50%, определяем удельную теплоемкость исходного концентрированного раствора по правилу аддитивности [уравнение (V. 10)].

$$c_{50} = 0,5 + 0,5\cdot 0,22 = 0,61 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$$

Теплоту смешения можно считать равной сумме теплот разбавления 50%-ного и дегидратации 15%-ного раствора до конечной концентрации.

Мольному отношению $n = \frac{75/18}{25/57} = 9,5$ на рис. V-2 соответствует теплота разбавления

$$q_р^{25} = 12\,500 \text{ ккал/моль} = 219 \text{ ккал/кг}$$

Теплота смешения равна

$$Q = \frac{c_1G_1}{100}(q^{25}-q^{50}) + \frac{c_2G_2}{100}(q^{25}-q^{15}) =$$

$$= \frac{50}{100}\,2(219-175) + \frac{15}{100}\,5\,(219-225) = 39,5 \text{ ккал}$$

Конечная температура раствора

$$t = \frac{2\cdot 0,61\cdot 20 + 5\cdot 0,827 + 39,5}{7\cdot 0,712} = 29,5 °C$$

Пример V.4. В теплообменнике нагревают 1,81 *кмоль/ч* бутана от 20 до 550° С. Греющим агентом является газ, выходящий из реактора; состав газа (в мольн. долях): бутан $x_1 = 0{,}481$; пропилен $x_2 = 0{,}124$; метан $x_3 = 0{,}124$; этилен $x_4 = 0{,}094$; этан $x_5 = 0{,}094$; бутилен $x_6 = 0{,}0415$; водород $x_7 = 0{,}0415$. Начальная температура газа, поступающего в теплообменник, $t'_2 = 650°$ С. Мольная теплоемкость газов изменяется с температурой по закону $c_p = a + bT + cT^2$ [в *ккал/(кмоль·град)*], где T — абсолютная температура. Константы a, b и c приведены в табл. V-2.

Таблица V-2. **Значения коэффициентов a, b и c в уравнении $c_p = a + bT + cT^2$**

Газ	a	$10^3\ b$	$10^5\ c$	Газ	a	$10^3\ b$	$10^5\ c$
Бутан	4,357	72,5	−2,214	Этан	2,706	29,16	−0,900
Пропилен . .	2,974	45,02	−1,137	Бутилен . . .	5,132	61,76	−1,930
Метан	3,422	17,84	−0,416	Водород . . .	6,8	0,066	0.028
Этилен	1,375	41,85	−1,380				

Определить температуру греющего агента на выходе из теплообменника.

Решение. Если пренебречь потерями тепла, то тепловой баланс выражает равенство количеств тепла, отданного смесью газов и полученного бутаном.

Количество тепла, полученное бутаном

$$Q_1 = N_B \int_{T''_1}^{T'_2} \bar{c}_p\, dT = 1{,}81 \int_{20+273}^{550+273} (4{,}357 + 0{,}0725 \cdot T - 2{,}214 \cdot 10^{-5} T^2)\, dT =$$

$$= 1{,}81 \cdot 4{,}357\,(823 - 293) + \frac{0{,}0725}{2}\,(823^2 - 293^2) -$$

$$- \frac{2{,}14 \cdot 10^{-5}}{3}\,(823^3 - 293^3) = 35\,860\ ккал/ч = 42\,000\ вт$$

Количество тепла, отданного горячими газами

$$Q_1 = N_G \int_{T''_2}^{T'_2} \bar{c}_p\, dT = N_G \left[\bar{a}\left(T'_2 - T''_2\right) + \frac{\bar{b}}{2}\left(T'^2_2 - T''^2_2\right) + \frac{\bar{c}}{3}\left(T'^3_2 - T''^3_2\right)\right]$$

где $\bar{c}_p$ — средняя теплоемкость смеси газов; $\bar{a}$, $\bar{b}$, $\bar{c}$, — средние значения коэффициентов a, b и c.

Определяем эти значения из выражения (V.9):

$$\bar{a} = \sum x_i a_i = 0{,}481 \cdot 4{,}357 + 0{,}124 \cdot 2{,}974 + 0{,}124 \cdot 3{,}422 +$$

$$+ 0{,}094 \cdot 1{,}375 + 0{,}094 \cdot 2{,}706 + 0{,}0415 \cdot 5{,}132 + 0{,}0415 \cdot 6{,}8 = 3{,}776$$

Аналогично получаем $\bar{b} = 52{,}02 \cdot 10^{-3}$ и $\bar{c} = -1{,}551 \cdot 10^{-5}$.

Подставив найденные значения в уравнение для расчета количества отданного тепла, получим

$$Q_2 = 2{,}24\left[3{,}776\left(923 - T''_2\right) + \frac{52{,}02}{2} \cdot 10^{-3}\left(923^2 - T''^2_2\right) - \right.$$

$$\left. - \frac{1{,}551}{3} \cdot 10^{-5}\left(923^3 - T''^3_2\right)\right] = 35\,860\ ккал/ч$$

Температура горячего газа на входе в теплообменник $T'_2 = 650 + 273 = 923°$ К, температура T''_2 на выходе газа из теплообменника определяется из кубического уравнения

$$1485 = T''_2 + 0{,}688 \cdot 10^{-2} T''^2_2 - 1{,}37 \cdot 10^{-6} T''^3_2 = f\left(T''_2\right)$$

Для этого на рис. V-4 строим график правой части уравнения и получаем, что $f\left(T''_2\right) = 1485$ при $T''_2 = 413°$ К, или 140° С.

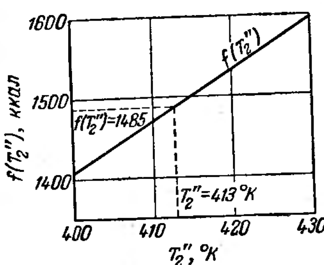


Рис. V-4. Графическое определение температуры греющих газов T''_2.

Пример V.5. Сосуд емкостью $V = 6\ м^3$ заполнен раствором при температуре $t = 20°$ С. В сосуд начинают подавать $D_1 = 0{,}006\ м^3/сек$ раствора при $t_1 = 80°$ С. Определить температуру раствора в сосуде через 10 *мин* после начала поступления горячего раствора; а также определить, через сколько времени температура в сосуде станет практически равной (в пределах 1%) температуре горячего раствора. Сосуд оборудован мешалкой, обеспечивающей практически полное перемешивание раствора.

Решение. Так как сосуд заполнен, расход раствора на выходе D_2 будет равен расходу на входе. Уравнение теплового баланса сосуда имеет вид

$$Q_a = Q_{вх} - Q_{вых}$$

т. е. количество аккумулированного тепла равно разности между количествами поступившего и удаляемого тепла. Для некоторого интервала времени $d\tau$, в течение которого температура раствора в сосуде изменяется на величину dt, можно написать

$$V\rho c_p\, dt = D_1 \rho_1 c_1 t_1\, d\tau - D_2 \rho c_p t\, d\tau$$

В сосуде с помощью мешалки обеспечивается практически полное перемешивание, поэтому параметры раствора на выходе такие же, как и параметры всего раствора в сосуде. Если пренебречь изменением плотности ρ и удельной теплоемкости c_p при изменении температуры, то предыдущее уравнение примет вид:

$$V\, dt = D_1\,(t_1 - t)\, d\tau$$

После разделения переменных и интегрирования получаем

$$\ln \frac{t_1 - t_0}{t_1 - t} = \frac{D_1}{V}\,\tau \qquad (1)$$

Время, необходимое для выравнивания температур исходного горячего раствора и всего раствора в сосуде, определяем из условия $t_1 - t = 0{,}01\,t_1$. Отсюда

$$\tau = \frac{V}{D_1} \ln \frac{t_1 - t_0}{0{,}01 t_1} = \frac{6}{0{,}006} \ln \frac{80 - 20}{0{,}01 \cdot 80} = 4320\ сек = 1{,}2\ ч$$

Для вычисления температуры раствора в сосуде через 10 *мин* преобразуем уравнение (1) и подставляем числовые значения величин

$$t = t_1 - (t_1 - t_0)\, e^{-\frac{D_1}{V}\tau} = 80 - (80 - 20)\, e^{-\frac{0{,}006}{6}\cdot 10\cdot 60} = 47{,}1\ ^\circ\mathrm{C}$$

Пример V.6. В реакторе вода в количестве $M = 5000$ *кг* нагревается острым паром под давлением 2 *ат*. Определить время, необходимое для достижения температуры 90° С, если расход пара $G = 0{,}50$ *кг/сек*. Начальная температура воды $t_0 = 15°$ С. Потери тепла в окружающую среду принять равными $Q_п = 15\,000$ *вт*. Найти также закон изменения температуры во времени.

Решение. Острый пар конденсируется в воде, поэтому в момент τ количество воды равно $M + G\tau$. Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$(M + G\tau)\, ct = Gi''\tau + Mct_0 - Q_п\tau$$

Энтальпия насыщенного водяного пара $i'' = 2{,}71 \cdot 10^6$ *дж/кг*; удельная теплоемкость воды $c = 4{,}19 \cdot 10^3$ *дж/(кг·град)*.

Из уравнения теплового баланса определяем время нагревания воды до заданной температуры

$$\tau = \frac{Mc\,(t - t_0)}{G\,(i'' - ct) - Q_п} = \frac{5000 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3\,(90 - 15)}{0{,}5\,(2{,}71 \cdot 10^6 - 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 90) - 15\,000} = 1350\ сек = 0{,}376\ ч$$

Необходимое для нагревания воды количество пара G' равно

$$G' = G\tau = 0{,}5 \cdot 1350 = 675\ кг$$

Решая уравнение теплового баланса относительно температуры, получим

$$t = \frac{M}{M + G\tau}\, t_0 + \frac{(Gi'' - Q_п)\,\tau}{(M + G\tau)\, c}$$

После подстановки в это уравнение числовых значений величин найдем закон изменения температуры (в °С) во времени

$$t = \frac{7{,}5 \cdot 10^4 + 320\tau}{5 \cdot 10^3 + 0{,}5\tau}$$

ЗАДАЧИ

Задача V.1. Определить теплоту парообразования анилина при давлении $p = 0{,}2$ *атм*, если температура кипения анилина при атмосферном давлении составляет 184° С, давление паров анилина при 160° С равно 390 *мм рт. ст.*

Указание. В качестве стандартной жидкости принять воду.

Задача V.2. Давление паров ацетона при 60, 70, 80, 90 и 100° С составляет соответственно 1,14; 1,58; 2,12; 2,81 и 3,67 *атм*. Определить теплоту парообразования ацетона при 80° С следующими методами:

а) графическим определением производной dp/dT;

б) путем замены производной dp/dT отношением конечных разностей;

в) интегрированием уравнения Клаузиуса — Клапейрона;

г) при использовании в качестве стандартной жидкости воды.

Плотность парообразного и жидкого ацетона при равновесии и температуре 80° С составляет соответственно 4 и 719 *кг/м³*.

Задача V.3. Определить теплоту парообразования бензола при 160° С. Теплота парообразования при температуре кипения бензола 80,1° С и атмосферном давлении составляет $r = 3{,}95 \cdot 10^5$ *дж/кг*. Критическая температура бензола $t_{кр} = 288{,}5°$ С. Сравнить полученный результат с экспериментальным значением теплоты парообразования $r = 3{,}36 \cdot 10^5$ *дж/кг*.

Задача V.4. Определить, какое количество тепла выделяется при смешении 3 *кг* 90%-ного раствора H_2SO_4 с 4 *кг* 20%-ного раствора этой кислоты.

Указание. Использовать рис. V-1.

Задача V.5. Определить температуру жидкости при смешении 4 *кг* 50%-ного раствора NaOH и 2 *кг* 15%-ного раствора NaOH. Начальная температура растворов 20° С.

Указание. Для определения теплоты смешения использовать рис. V-2. Удельную теплоемкость растворов NaOH определить по соответствующей формуле из табл. V-1.

Задача V.6. Определить энтальпию перегретых паров бензола при давлении 2230 *мм рт. ст.* и температуре 450° С. Удельная теплоемкость жидкого бензола 1730 *дж/(кг·град)*; мольная теплоемкость паров бензола $C_м = -8{,}65 + 0{,}1158T - 7{,}54 \cdot 10^{-5}T^2 + 1{,}854 \times 10^{-8}\, T^3$ *кал/(моль·град)* [температура выражена в °К]. Теплоту парообразования определить по данным примера (V.3). Температура кипения бензола при давлении 2230 *мм рт. ст.* равна $t_к = 120°$ С.

Указание. Отсчет энтальпии производить от жидкого бензола при 0° С.

Задача V.7. Определить расход воды, необходимой для конденсации 5 *м³/сек* насыщенных водяных паров при давлении 0,2 *атм*. Охлаждающая вода входит в конденсатор смешения при температуре 20° С и выходит вместе с конденсатом при 50° С.

Задача V.8. В кристаллизаторе получают 2 *т/ч* кристаллов $FeSO_4 \cdot 7H_2O$. Концентрированный раствор входит при температуре 50° С и охлаждается до 25° С. Растворимость сернокислого железа составляет 47,6 части на 100 частей воды при 50° С и 29,8 части на 100 частей воды при 25° С. Определить расход охлаждающей воды, если ее начальная температура составляет 12° С, а конечная 20° С. Удельная теплоемкость концентрированного раствора равна 0,7 *ккал/(кг·град)*; теплота растворения сернокислого железа $q_р = -4{,}4$ *ккал/моль*.

Указание. Удельные теплоемкости растворов вычислять, используя правило аддитивности.

Задача V.9. Определить, до какой температуры можно перегреть 500 *кг/ч* водяного пара, имеющего температуру 120° С и получающего тепло от топочных газов, содержащих 40 объемн.% CO_2 и 60 объемн.% N_2. При этом газы охлаждаются от 580 до

300° C. Расход газов составляет 945 *кг/ч*. Теплоемкости C_p газов, выраженные в *кал/(моль·град)*, изменяются с температурой t (° C) следующим образом:

Двуокись углерода	$C_p = 9{,}085 + 4{,}8 \cdot 10^{-3} t - 0{,}83 \cdot 10^{-6} t^2$
Азот	$C_p = 6{,}94 + 0{,}68 \cdot 10^{-3} t - 0{,}13 \cdot 10^{-6} t^2$
Водяной пар	$C_p = 8{,}32 + 0{,}88 \cdot 10^{-3} t + 1{,}3 \cdot 10^{-6} t^2$

Задача V. 10. Два резервуара объемом 3 $м^3$ каждый наполнены водой при температуре 25° С. Оба резервуара имеют мешалку, обеспечивающую полное перемешивание. В определенный момент в первый резервуар начинают подавать 2,5 *кг/сек* воды при 90° С. Вода, выходящая из первого резервуара, поступает во второй. Определить температуру воды во втором резервуаре через 30 *мин* после начала подачи теплой воды.

Указание. Так же как и в примере V. 5, вывести уравнение для температуры воды на выходе из первого резервуара как функции от времени, а затем подставить это выражение в уравнение теплового баланса второго резервуара. Требуемую температуру определить интегрированием полученного дифференциального уравнения.

Задача V. 11. Через резервуар с мешалкой (объем резервуара 5 $м^3$) циркулирует $G = 1$ *кг/сек* раствора. Температура раствора на входе и в резервуаре равна 20° С. Определить время, требуемое для нагревания раствора в резервуаре до 60° С, не прерывая подачи свежего раствора, а также максимальную температуру нагревания раствора, если тепловой поток, поступающий в резервуар, составляет $Q = 200\,000$ *вт*. Плотность раствора $\rho = 1100$ *кг/м*^{3}; удельная теплоемкость $c = 3800$ *дж/(кг·град)*.

Указание. Так как резервуар снабжен мешалкой, обеспечивающей полное перемешивание, можно считать, что температура раствора на выходе равна температуре в резервуаре.

Задача V. 12. По данным примера V. 6 написать уравнение теплового баланса для бесконечно малого интервала времени $d\tau$, которому соответствует изменение температуры воды на величину dt. Показать, что при интегрировании дифференциального уравнения теплового баланса получается такое же выражение для изменения температуры во времени, как и в примере V. 6.

Указание. Бесконечно малыми величинами второго порядка пренебречь.

ЛИТЕРАТУРА

Карапетьянц М. Х., Химическая термодинамика, Госхимиздат, 1953.
Бесков С. Д., Техно-химические расчеты, Изд. «Высшая школа», 1962.
Бретшнайдер Ст., Свойства газов и жидкостей, инженерные методы расчета, пер. с польск., Изд. «Химия», 1966.
Рид Р., Шервуд Т., Свойства газов и жидкостей, пер. с англ., Изд. «Химия», 1971.
Веннер Р., Термохимические расчеты, Издатинлит, 1950.

Варгафтик Н. Б. (ред.), Теплофизические свойства веществ. Справочник, Госэнергоиздат, 1963.
Перри Дж., Справочник инженера-химика, т. I, II, Изд. «Химия», 1969.

Глава VI

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Теплопередачей называется совокупность явлений, характеризующих перенос тепловой энергии из одной точки пространства в другую.

ПЕРЕДАЧА ТЕПЛА ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ

1) Согласно закону Фурье, тепловой поток Q представляет собой количество тепла, переданное в единицу времени путем теплопроводности в направлении оси z:

$$Q = -\frac{\partial q}{\partial \tau} = -\lambda F \frac{\partial t}{\partial z} \qquad \text{(VI. 1)}$$

где q — тепло, переданное за время τ, *вт (ккал/ч)*; F — поверхность, через которую происходит теплопередача, $м^2$; $\partial t/\partial z$ — градиент температуры, *град/м*; λ — коэффициент теплопроводности, *вт/(м·град)* ($ккал \cdot м^{-1} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1}$).

2) Коэффициент теплопроводности является физической константой, зависящей от природы и состояния вещества. В приложениях IV, VI и XII приведены значения коэффициентов теплопроводности некоторых наиболее распространенных веществ и материалов.

Для определения *теплопроводности индивидуальных газов* λ можно пользоваться уравнением

$$\lambda = \mathrm{B} c_v \mu$$

$$\mathrm{B} = \frac{9k - 5}{4} \qquad \text{(VI. 2)}$$

где $k = c_p/c_v$ — показатель адиабаты; c_p, c_v — удельная теплоемкость при постоянном давлении и объеме, *дж/(кг·град)*; μ — динамическая вязкость, $н \cdot сек/м^2$.

Теплопроводность смесей газов можно определить с помощью приближенного уравнения

$$\lambda_{см} = \sum x_i \lambda_i \qquad \text{(VI. 3)}$$

где x_i — мольная доля i-го компонента; λ_i — теплопроводность i-го компонента.

Для определения *теплопроводности жидкостей* λ можно воспользоваться приближенным уравнением

$$\lambda = Ac\gamma_{\text{отн}} \sqrt[3]{\frac{\gamma_{\text{отн}}}{M}} \qquad \text{(VI. 4)}$$

где c — удельная теплоемкость жидкости, *ккал/(кг · град)*; $\gamma_{\text{отн}}$ — относительная плотность (по отношению к воде); M — молекулярный вес; A — коэффициент, зависящий от степени ассоциации молекул жидкости; для неассоциированных жидкостей $A = 1,52$, а для ассоциированных жидкостей $A = 1,29$.

3) Передача тепла теплопроводностью в неподвижном слое жидкости описывается дифференциальным уравнением Фурье

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right) = a\nabla^2 t \qquad \text{(VI. 5)}$$

где x, y, z — пространственные координаты; $a = \lambda/c\rho$ — коэффициент температуропроводности, *м²/сек*; c — удельная теплоемкость, *дж/(кг · град)*; ρ — плотность, *кг/м³*; $\nabla^2 t$ — оператор Лапласа.

4) В случае передачи тепла при стационарном режиме, когда параметры не зависят от времени, уравнение (VI. 5) принимает вид

$$a\nabla^2 t = 0 \qquad \text{(VI. 6)}$$

Интегрируя уравнение (VI. 6) и используя уравнение (VI. 1), можно получить *уравнения теплопроводности через плоскую стенку с параллельными изотермическими поверхностями.* Если принять, что тепло распространяется вдоль оси x, перпендикулярной поверхностям стенок, следует начинать отсчет вдоль этой оси от одной поверхности к другой. Принимаем также, что теплопроводность λ не зависит от температуры. Тогда получим следующее выражение для распределения температуры по толщине стенки

$$t = t_1 - \frac{x}{\delta}\Delta t \qquad \text{(VI. 7)}$$

Соответственно величина теплового потока будет равна

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}F\Delta t \qquad \text{(VI. 8)}$$

где t — температура на расстоянии x от одной из поверхностей стенки, °C; δ — толщина стенки, *м*; F — поверхность стенки, *м²*; t_1, t_2 — температура обеих поверхностей стенки, °C; $\Delta t = t_1 - t_2$ — перепад температуры по толщине стенки, °C.

Для расчета *теплопроводности через многослойную плоскую стенку* пользуются уравнениями

$$\Delta t = \sum_1^n \Delta t_i \qquad \text{(VI. 9)}$$

где Δt — общий перепад температур, или температурный напор; Δt_i — температурный напор в i-ом слое; n — число слоев

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1}F\Delta t_1 = \frac{\lambda_2}{\delta_2}\Delta t_2 = \ \dots \ = kF\Delta t \qquad \text{(VI. 10)}$$

где $k = \dfrac{1}{\sum\limits_1^n \dfrac{\delta_i}{\lambda_i}}$ — коэффициент теплопередачи за счет теплопроводности, *дж · м⁻² · сек⁻¹ · град⁻¹* (*ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹*); δ_i — толщина i-го слоя; λ_i — теплопроводность i-го слоя.

Суммарное термическое сопротивление слоя определяется выражением

$$\frac{1}{k} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \ \dots \ + \frac{\delta_n}{\lambda_n} = \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} \qquad \text{(VI. 11)}$$

Расчет *теплопроводности через цилиндрическую стенку* в радиальном направлении ведут по уравнению

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}F_{\text{ср}}\Delta t \qquad \text{(VI. 12)}$$

где $F_{\text{ср}} = 2\pi r_{\text{ср}} l$ — средняя поверхность; l — длина цилиндра; $r_{\text{ср}} = \dfrac{r_{\text{н}} - r_{\text{вн}}}{\ln \dfrac{r_{\text{н}}}{r_{\text{вн}}}}$ — среднелогарифмический радиус; $r_{\text{н}}$ — наружный радиус цилиндра; $r_{\text{вн}}$ — внутренний радиус цилиндра.

Для упрощения расчета при не очень толстых стенках ($d_{\text{н}}/d_{\text{вн}} < 1,5$) вместо среднелогарифмического радиуса можно использовать среднеарифметический радиус $\left(r_{\text{ср}} = \dfrac{r_{\text{вн}} + r_{\text{н}}}{2}\right)$, а для очень тонких стенок ($\delta \ll r$) — любой из радиусов.

Для определения количества тепла, передаваемого путем *теплопроводности через многослойную цилиндрическую стенку*, применяется уравнение

$$Q = \frac{2\pi l\,\Delta t_1}{\dfrac{\delta_1}{\lambda_1 r_{\text{ср},1}}} = \frac{2\pi l\,\Delta t_2}{\dfrac{\delta_2}{\lambda_2 r_{\text{ср},2}}} = \ \dots \ = \frac{2\pi l\,\Delta t}{\sum\limits_1^n \dfrac{\delta_i}{\lambda_i r_{\text{ср},i}}} \qquad \text{(VI. 13)}$$

где $\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \ \dots \ + \Delta t_n = \sum\limits_1^n \Delta t_i$ — общий температурный напор; δ_i — толщина i-го слоя; λ_i — теплопроводность i-го слоя; $r_{\text{ср},i}$ — средний радиус i-го слоя.

5) Количество передаваемого (или отнимаемого) тепла при нагревании (или охлаждении) твердых тел можно определить с помощью дифференциального уравнения (VI. 5) при граничных условиях, соответствующих форме тела, и известных начальных условиях.

При нагревании пластины толщиной $2r$ в условиях постоянства температуры ее поверхности и однородного начального

распределения температуры решение уравнения (VI. 5) принимает вид сходящегося ряда

$$\frac{t'-t}{t^2-t_н}=\frac{4}{\pi}\left\{\exp\left[-\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r^2}\right]\sin\frac{\pi x}{2r}+\right.$$

$$\left.+\frac{1}{3}\exp\left[-9\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r^2}\right]\sin\frac{3\pi x}{2r}+\frac{1}{5}\exp\left[-25\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{a\tau}{r^2}\right]\sin\frac{5\pi x}{2r}+\ldots\right\} \quad (VI.\ 14)$$

где t — температура на расстоянии x от горячей поверхности * в момент времени τ; t' — температура горячей поверхности, поддерживаемая постоянной; $t_н$ — начальная температура пластины; a — коэффициент температуропроводности, *м²/сек.*

Для упрощения расчетов Гарни и Лури построили по результатам интегрирования дифференциального уравнения (VI. 5) графики в полулогарифмических координатах для тел разной формы при различных начальных условиях. В качестве переменных были взяты четыре безразмерных параметра

$$\left.\begin{array}{ll} X=a\dfrac{\tau}{r^2}; & Y=\dfrac{t'-t}{t'-t_н} \\ m=\dfrac{\lambda}{\alpha r_{ср}}; & n=\dfrac{r}{r_{ср}} \end{array}\right\} \quad (VI.\ 15)$$

где t' — температура греющей (охлаждающей) среды; $t_н$ — начальная температура тела; a — коэффициент температуропроводности тела, *м²/сек*; λ — коэффициент теплопроводности тела, *дж · м⁻¹ · сек⁻¹ · град⁻¹* (*ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*); α — коэффициент теплоотдачи от греющей (охлаждающей) среды к поверхности тела, *дж · м⁻² · сек⁻¹ · град⁻¹* (*ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹*); r — радиус сферы или цилиндра, половина толщины пластины при двустороннем нагреве, или толщина пластины, нагреваемой с одной стороны и изолированной с противоположной, *м*; t — температура в момент τ на расстоянии r (отмеряемом от центра или от плоскости симметрии тела), °C.

Диаграммы Гарни — Лури для цилиндра, шара и пластины приведены на рис. 4 (Приложение XIX).

Задачи по теплопроводности в нестационарном режиме можно решать методом последовательных приближений, например с помощью конечных разностей (см. пример VI. 6).

---

* При двустороннем нагревании пластины (симметричное температурное поле) удобнее отсчитывать значение x от плоскости симметрии в сторону поверхностей. В этом случае решение уравнения теплопроводности при указанных конечных условиях принимает вид (см. Лыков А. В., Теория теплопроводности, Изд. «Высшая школа», 1967 г., стр. 87):

$$\frac{T(x,\tau)-T_c}{T_0-T_c}=\sum_{n=1}^{\infty}\frac{2}{\mu_n}(-1)^{n+1}\cos\mu_n\frac{x}{R}\exp\left(-\mu_n^2\,\mathrm{Fo}\right)$$

где $T(x,\tau)$ — температура в точке x в момент τ; T_c — температура поверхности; T_0 — начальная температура пластины; R — полутолщина пластины;

$$\mu_n=(2n-1)\frac{\pi}{2}$$

$$\mathrm{Fo}=\frac{a\tau}{R^2}$$

(Прим. ред.)

ПЕРЕДАЧА ТЕПЛА КОНВЕКЦИЕЙ

1) По аналогии с передачей тепла теплопроводностью конвективный поток тепла выражается уравнением

$$Q=\alpha F\,\Delta t \quad (VI.\ 16)$$

где Q — количество тепла, передаваемое в единицу времени, *вт* (*ккал/ч*); F — поверхность теплообмена, *м²*; Δt — разность между температурой массы жидкости и температурой теплоотдающей (тепловоспринимающей) поверхности, *град*; α — коэффициент теплоотдачи, *вт/(м² · град)* (*ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹*).

Для расчета коэффициентов теплоотдачи, которые зависят от различных факторов, влияющих на конвективный перенос тепла, используют критериальные уравнения. Эти уравнения устанавливаются на основании теорий подобия или размерности. Общий вид такого уравнения для определения коэффициента теплоотдачи от жидкости к стенке

$$\mathrm{Nu}=f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Pr},\ \mathrm{Gr},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0},\ \ldots\right) \quad (VI.\ 17)$$

В уравнении (VI.17) $\mathrm{Nu}=\dfrac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта, который представляет собой соотношение между количествами тепла, переданного конвекцией и теплопроводностью, и характеризует интенсивность теплообмена; α — коэффициент теплоотдачи, *вт/(м² · град)* (*ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹*); λ — коэффициент теплопроводности, *вт/(град)* (*ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*); l — линейный размер, определяющий процесс теплопередачи, *м*; $\mathrm{Re}=\dfrac{wl}{\nu}$ — критерий Рейнольдса, характеризующий режим движения среды (см. также гл. III); w — скорость среды, *м/сек*; ν — кинематическая вязкость среды, *м²/сек*; l — линейный размер, определяющий режим движения среды, *м*; $\mathrm{Pr}=\dfrac{\mu c}{\lambda}$ — критерий Прандтля, характеризующий физические свойства среды, в которой происходит теплоотдача; μ — динамическая вязкость жидкости, *н · сек/м²*; c — удельная теплоемкость жидкости, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; $\mathrm{Gr}=gl^3\left(\dfrac{\rho}{\mu}\right)^2\beta\,\Delta t$ — критерий Грасгофа, характеризующий движение среды при свободной конвекции; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; l — определяющий линейный размер, *м*; ρ — плотность жидкости, *кг/м³*; β — коэффициент объемного расширения жидкости, *град⁻¹*; Δt — разность между температурой стенки и жидкости, *град*; $\dfrac{l_1}{l_0}$, $\dfrac{l_2}{l_0}$ — отношения между характерными линейными размерами, называемые инвариантами геометрического подобия.

ФОРМУЛЫ ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛООТДАЧИ

Для расчета коэффициентов теплоотдачи выбирают уравнения, соответствующие определенным рабочим условиям. При решении этих уравнений значения физических параметров жидкостей находят в справочной литературе (или вычисляют), причем в качестве расчетной температуры обычно принимают среднее значение между температурами жидкости и стенки либо среднюю температуру жидкости.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкости

Ламинарное течение вдоль плоской стенки

$$Re = \frac{wl}{\nu} < 100\,000$$

$$Nu = 0{,}664\,Re^{1/2}Pr^{1/3} \qquad (VI.\,18)$$

где $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$; w — средняя скорость жидкости, *м/сек*; l — длина стенки в направлении движения жидкости, *м*; ν — кинематическая вязкость жидкости, *м²/сек*; λ — теплопроводность жидкости, *вт/(м · град)*.

Значения физических параметров принимаются при средней температуре

$$t_{cp} = \frac{1}{2}\left(t_{ст} + \frac{t' + t''}{2}\right) \qquad (VI.\,19)$$

где $t_{ст}$ — температура стенки; t', t'' — начальная и конечная температура жидкости.

Турбулентное течение вдоль плоской стенки

$$Re = \frac{wl}{\nu} > 500\,000$$

$$Nu = 0{,}057\,(Re\,Pr)^{0{,}78} \qquad (VI.\,20)$$

[обозначения такие же, что и в формуле (VI. 18)].

Ламинарное течение в трубах

$$Re = \frac{wd}{\nu} < 2\,320$$

В этих условиях применимо уравнение Хансена

$$Nu = \left[3{,}65 + \frac{0{,}0668B}{1 + 0{,}045B^{2/3}}\right]\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14} \qquad (VI.\,21)$$

где

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

$$B = \frac{Re\,Pr\,d}{l}$$

$w = \frac{Q_{об}}{S}$ — средняя скорость жидкости, *м/сек*; $Q_{об}$ — объемный расход жидкости, *м³/сек*; S — площадь поперечного сечения потока; *м²*; d — внутренний диаметр трубы, *м*; l — длина трубы, *м*; $\mu_{ст}$ — вязкость жидкости при температуре стенки, *н · сек/м²*.

Примечание. Отношение $(\mu/\mu_{ст})^{0{,}14}$, которое вводят в расчеты для учета направления теплоотдачи, оказывает значительное влияние на коэффициент теплоотдачи только в том случае, если разность между температурой стенки и жидкости велика или если вязкость жидкости сильно изменяется с температурой. Обычно же $(\mu/\mu_{ст})^{0{,}14} \approx 1$.

Уравнение используется как для газов, так и для жидкостей в интервале $10^{-1} < B < 10^4$.

Значения физических параметров, за исключением вязкости $\mu_{ст}$, которую берут при температуре стенки, принимаются при

средней арифметической температуре жидкости:

$$t_{cp} = \frac{t' + t''}{2} \qquad (VI.\,22)$$

где t', t'' — начальная и конечная температура жидкости.

Турбулентное течение в трубах ($Re > 10\,000$).

В этом случае коэффициент теплоотдачи рассчитывают по формуле

$$Nu = 0{,}023Re^{0{,}8}\,Pr^{n} \qquad (VI.\,23)$$

где показатель степени при Pr имеет значения $n = 0{,}4$ в случае нагревания и $n = 0{,}3$ в случае охлаждения.

Формула (VI. 23) действительна как для газов, так и для жидкостей, причем физические параметры выбираются при средней температуре жидкости t_{cp} [уравнение (VI. 22)].

При турбулентном движении жидкостей в трубах в пределах $7000 < Re < 10^6$ и $1 < Pr < 500$ может быть рекомендовано уравнение

$$Nu = 0{,}024\left[1 + \left(\frac{d}{l}\right)^{2/3}\right]Re^{0{,}8}\,Pr^{0{,}33}\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14} \qquad (VI.\,24)$$

Значения физических параметров для расчета по уравнению (VI. 24) выбирают так же, как и при расчете по формуле (VI. 21).

Формула (VI. 24) позволяет учитывать влияние возмущений потока на концах трубы.

При турбулентном движении ($7000 < Re < 10^6$ и $0{,}7 < Pr < 10$) газов и перегретых паров в трубах применяется аналогичная формула

$$Nu = 0{,}024\left[1 + \left(\frac{d}{l}\right)^{2/3}\right]Re^{0{,}786}\,Pr^{0{,}45} \qquad (VI.\,25)$$

причем средняя температура t_{cp}, при которой находят значения физических параметров, вычисляется по уравнению (VI. 19).

При движении воды в трубах для вычисления коэффициента теплоотдачи α [*вт/(м²·град)*] рекомендуется более простая формула

$$\alpha = 1{,}545\,(1 + 0{,}0156t_{cp})\,\frac{w^{0{,}8}}{d^{0{,}2}} \qquad (VI.\,26)$$

где t_{cp} — средняя температура воды [уравнение (VI.22)], °C; w — скорость воды, *м/сек*; d — внутренний диаметр трубы, *м*.

При переходном режиме движения жидкости ($2300 < Re < 7000$) отсутствуют надежные формулы для определения коэффициента теплоотдачи. Для приближенных расчетов рекомендуется следующее уравнение:

$$Nu = 0{,}008\,Re^{0{,}9}\,Pr^{0{,}43} \qquad (VI.\,27)$$

Физические параметры в данном случае также выбираются при средней температуре жидкости t_{cp}, которую находят по формуле (VI. 22).

При движении жидкости в изогнутых трубах (в частности, в змеевиках) коэффициент теплоотдачи рассчитывается по формуле

$$\alpha_{кр} = \alpha \left(1 + 1{,}77 \frac{d}{R_{кр}}\right) \qquad (VI.28)$$

где $\alpha_{кр}$ — коэффициент теплоотдачи в изогнутой трубе; α — коэффициент теплоотдачи в прямой трубе; d — диаметр трубы; $R_{кр}$ — радиус кривизны (для змеевиков — половина диаметра витка змеевика).

При движении в трубопроводах некруглого сечения диаметр d заменяют эквивалентным диаметром

$$d_{экв} = \frac{4S}{\Pi} \qquad (VI.29)$$

где S — площадь поперечного сечения трубы; Π — смоченный периметр трубы, соответствующий ее поперечному сечению, через которое происходит теплоотдача.

Таблица VI-1. **Значения констант C и m**

Форма сечения	Пределы измерения Re	C	m
Трубы (круглое сечение)	0,4—4	0,891	0,330
	4—40	0,821	0,385
	40—4 000	0,615	0,466
	4 000—40 000	0,174	0,618
	40 000—400 000	0,0239	0,805
Профилированные стержни (квадрат)	5 000—100 000	0,0921	0,675
	5 000—100 000	0,222	0,588
(ромб)	5 000—100 000	0,138	0,638
(шестиугольник)	5 000— 19 500	0,144	0,638
(шестиугольник)	19 500—100 000	0,0347	0,782

Для жидкостей, движущихся перпендикулярно к трубе или к профилированному стержню, при $10^{-1} < Re < 10^6$ рекомендуется формула

$$Nu = 1{,}11 C\, Re^m\, Pr^{0{,}31} \left(0{,}785 \frac{T_{ст}}{T_{ср}}\right)^{m/4} \qquad (VI.30)$$

где $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$; $Re = \frac{wd}{\nu}$; d — наружный диаметр, *м*; w — скорость жидкости в свободном сечении перед трубой, *м/сек*; $T_{ст}$ — средняя температура стенки трубы, °К; $T_{ср}$ — средняя температура жидкости по формуле (VI.22), °К; C и m — константы, значения которых приведены в табл. VI-1.

При использовании формулы (VI.30) значения физических параметров берут при температуре $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.19). Множитель $\left(0{,}785 \frac{T_{ст}}{T_{ср}}\right)^{m/4}$ имеет существенное значение только для газов (область применения $20°C < t_{ср} < 1000°C$); для жидкостей этот множитель равен единице.

В случае *движения жидкости под косым углом к оси трубы* коэффициент теплоотдачи α_φ определяется умножением величины коэффициента α, найденного по формуле (VI.30), на поправочный коэффициент b, значения которого приведены ниже:

$\varphi°$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$b = \alpha_\varphi/\alpha$	1	1	0,99	0,95	0,86	0,75	0,63	0,5	0,42

При движении жидкости перпендикулярно пучку труб применима формула, предложенная Кольбурном

$$Nu = C\beta\, Re^{0{,}6}\, Pr^{1/3} \qquad (VI.31)$$

в которой $C = 0{,}33$ для шахматного пучка и $C = 0{,}26$ для коридорного пучка. Значения коэффициента β в зависимости от числа рядов труб в пучке приведены ниже:

Число рядов труб	2	3	4	5	6	7	8	9	10 и более
Значения β для шахматного пучка	0,73	0,82	0,88	0,91	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0
коридорного пучка	0,8	0,87	0,9	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0

Значения физических параметров выбирают при $t_{ср}$, найденной по формуле (VI.22). При вычислении критериев Re и Pr в качестве определяющего линейного размера принимают наружный диаметр труб. Скорость движения жидкости подбирают по наименьшей площади поперечного сечения для прохода жидкости между трубами.

При движении жидкости под углом к пучку труб значения коэффициента теплоотдачи α умножают на поправочный коэффициент b, приведенный выше.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи от жидкостей, движущихся в межтрубном пространстве теплообменников, применяют формулу (VII. 9).

При теплоотдаче в *жидкостях, перемешиваемых в сосуде с мешалкой*, расчет α ведут по уравнению

$$Nu = C\,Re^m\,Pr^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0,14} \qquad (VI.32)$$

где $Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; C — константа; при охлаждении или нагревании через рубашку $C = 0,36$; при охлаждении или нагревании с помощью змеевиков $C = 0,87$; $Re = \frac{nd^2}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $m = 2/3$ при наличии рубашки и $m = 0,62$ при охлаждении или нагревании с помощью змеевиков; μ, $\mu_{ст}$ — вязкость жидкости соответственно при температуре в сосуде и при температуре стенки; D — внутренний диаметр сосуда, *м*; d — диаметр окружности, описываемой мешалкой, *м*; n — число оборотов мешалки, *об/сек*.

Значения физических параметров принимают при средней температуре жидкости $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI. 22).

При стекании пленки жидкости по вертикальной поверхности можно применять формулы:

для турбулентного движения при $Re > 2000$

$$Nu = 0,01\,(Ga\,Pr\,Re)^{1/3} \qquad (VI.33)$$

для ламинарного движения при $Re < 2000$

$$Nu = 0,67\,(Ga^2\,Pr^3\,Re)^{1/9} \qquad (VI.34)$$

где $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{wd_{экв}}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $Ga = \frac{l^3 g}{\nu^2}$ — критерий Галилея; l — высота стенки, *м*; $w = \frac{Q_{об}}{S}$ — средняя скорость жидкости, *м/сек*; $Q_{об}$ — объемный расход жидкости, *м³/сек*; S — площадь сечения потока, *м²*; $d_{экв} = \frac{4S}{П}$ — эквивалентный диаметр, *м*; П — смоченный периметр, *м*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*.

Значения физических параметров подставляют при средней температуре жидкости $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI. 19).

Смоченный периметр равен ширине пластины l (в случае стекания по пластине) или длине окружности с внутренним диаметром $d_{вн}$ или наружным диаметром $d_н$ (в случае стекания по внутренней или наружной поверхности трубы).

Площадь поперечного сечения потока

при стекании по пластине $S = l\delta$

при стекании по внутренней поверхности трубы

$$S = \frac{\pi}{4}\left[d_{вн}^2 - (d_{вн} - \delta)^2\right]$$

при стекании по наружной поверхности трубы

$$S = \frac{\pi}{4}\left[(d_н + \delta)^2 - d_н^2\right]$$

Определение толщины пленки δ — см. гл. III.

При движении газа (жидкости) по трубе через неподвижный слой частиц для расчета среднего коэффициента теплоотдачи от газа к стенке трубы может быть использовано уравнение Лева

$$Nu = \frac{0,813}{\exp\left(6\,\frac{d_ч}{d}\right)}\,Re^{0,9} \qquad (VI.35)$$

где $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{wd_ч}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; $d_ч$ — диаметр шарообразных частиц, *м*; d — диаметр трубы, *м*; $w = Q_{об}\Big/\left(\pi\,\frac{d^2}{4}\right)$ — фиктивная скорость газа, *м/сек*; $Q_{об}$ — объемный расход газа, *м³/сек*.

Значения физических параметров подставляют при средней температуре газа $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI. 22).

Для нешарообразных частиц их диаметр $d_ч$ принимают равным диаметру шара поверхностью, равной средней поверхности частицы

$$d_ч = \frac{\sqrt{F_ч}}{\pi} \qquad (VI.36)$$

где $F_ч$ — поверхность частицы.

При движении газа (жидкости) *через псевдоожиженный слой частиц* можно пользоваться следующими уравнениями:

при теплоотдаче от внешних стенок сосуда — формулой Лева

$$Nu = 0,16\left(\frac{c_{тв}\rho_{тв}d_ч^{1,5}g^{0,5}}{\lambda}\right)^{0,4}\left(Re\,\frac{\eta}{R}\right)^{0,36} \qquad (VI.37)$$

при теплоотдаче от встроенных в слой поверхностей нагрева — формулой Вендера и Купера

$$Nu\,\frac{1}{1-\varepsilon}\left(\frac{\lambda}{c_p\rho}\right)^{0,43} = mC\,Re^{0,23}\left(\frac{c_{тв}}{c_p}\right)^{0,80}\left(\frac{\rho_{тв}}{\rho}\right)^{0,66} \qquad (VI.38)$$

где $Nu = \frac{\alpha d_ч}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; $Re = \frac{wd_ч}{\nu}$ — критерий Рейнольдса; λ — теплопроводность газа, *вт/(м · град)* (*ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*); $c_{тв}$ — удельная теплоемкость твердых частиц, *дж/(кг · град)*[*ккал/(кг · град)*]; c_p — удельная теплоемкость газа, *дж/(кг · град)*[*ккал/(кг · град)*]; $\rho_{тв}$ — плотность твердых частиц, *кг/м³*; ρ — плотность газа, *кг/м³*; ε — порозность слоя; η — эффективность псевдоожижения; R — расширение слоя (см. гл. III); $d_ч$ — диаметр частицы, *м*; D — диаметр колонны, *м*; w — скорость газа в пустой колонне, *м/сек*; C — поправочный коэффициент, зависящий от положения внутренней поверхности теплообмена; m — константа, равная $1,18 \cdot 10^{-2}$ $(м^2/ч)^{0,43}$ или $3,5 \cdot 10^{-4}$ $(м^2/сек)^{0,43}$.

Значения коэффициента C в зависимости от отношения расстояния R_T поверхности нагрева от оси колонны к радиусу колонны $D/2$ приведены ниже:

$2\frac{R_T}{D}$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7
C	1,00	1,47	1,67	1,73	1,76	1,72	1,66	1,57

Для расчета *теплообмена между газом* (*жидкостью*) *и частицами в псевдоожиженном слое* могут быть использованы:

общая формула Франца

$$Nu = 0{,}016\, Re^{1,3}\, Pr^{0,67} \qquad (VI.39)$$

формулы, полученные Руккенштейн и Теоряну для однородного псевдоожижения

$$Nu = 0{,}426 Re^{0,30}\, Pr^{1/3}\, Ar^{0,17} \quad \text{при} \quad Re\, Ar^{0,4} < 2{,}15 \qquad (VI.40)$$

$$Nu = 0{,}943 Re^{-1}\, Pr^{1/3}\, Ar^{0,69} \quad \text{при} \quad Re\, Ar^{0,4} > 2{,}15 \qquad (VI.41)$$

В этих формулах:

$$Nu = \frac{\alpha d_ч}{\lambda} \text{ — критерий Нуссельта}$$

$$Ar = \frac{d_ч^3 g}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_{тв} - \rho}{\rho} \text{ — критерий Архимеда}$$

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda} \text{ — критерий Прандтля для газа}$$

Остальные обозначения — см. формулы (VI.37) и (VI.38).

Теплоотдача при свободной конвекции

Для расчета коэффициента теплоотдачи при *свободной конвекции жидкостей в больших сосудах* или трубах применяют общую формулу

$$Nu = C\,(Gr\,Pr)^m \qquad (VI.42)$$

где C и m — константы, зависящие от произведения GrPr, формы и положения поверхности теплообмена (табл. VI-2); $Gr = \frac{gl^3}{\nu^2}\beta\,\Delta t$ — критерий Грасгофа; $Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda}$ — критерий Прандтля; $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта; l — определяющий линейный размер, *м*; Δt — разность между температурой стенки и температурой жидкости, *град.*

Значения физических параметров подставляют при средней температуре $t_{ср}$, определяемой по формуле (VI.22), за исключением коэффициента объемного расширения, величину которого находят при температуре жидкости.

При теплообмене за счет свободной конвекции воздуха можно пользоваться упрощенными уравнениями, приведенными в табл. VI-3.

Расчет *теплообмена для неподвижного слоя жидкости,* заключенного между двумя стенками, может проводиться по формулам (VI.8) и (VI.12) при условии замены коэффициента теплопроводности λ эквивалентным коэффициентом теплопроводности $\lambda_{экв}$, учитывающим перенос тепла как за счет теплопроводности, так и конвекции.

Таблица VI-2. **Значения коэффициента C и показателя степени m в уравнении (VI.42)**

Форма и положение поверхности теплообмена	Определяющий линейный размер	Область применимости	C	m
Вертикальные цилиндры	Высота цилиндра	$GrPr < 10^8$ $GrPr > 10^8$	0,56 0,129	1/4 1/3
Вертикальные пластины	Высота пластины	$GrPr < 10^8$ $GrPr > 10^8$	0,56 0,129	1/4 1/3
Горизонтальные цилиндры	Диаметр цилиндра	$GrPr < 10^9$ $GrPr > 10^9$	0,47 0,10	1/4 1/3
Горизонтальные квадратные пластины: Верхняя поверхность нагретой пластины	Сторона пластины	$10^5 < GrPr < 2 \cdot 10^7$ $2 \cdot 10^7 < GrPr < 3 \cdot 10^{10}$	0,54 0,14	1/4 1/3
Нижняя поверхность нагретой пластины	То же	$10^5 < GrPr < 2 \cdot 10^7$	0,25	1/4
Верхняя поверхность холодной пластины	»	$10^5 < GrPr < 2 \cdot 10^7$	0,25	1/4
Нижняя поверхность холодной пластины	»	$10^5 < GrPr < 2 \cdot 10^7$ $2 \cdot 10^7 < GrPr < 3 \cdot 10^{10}$	0,54 0,14	1/4 1/3

Таблица VI-3. **Уравнения теплоотдачи для воздуха при свободной конвекции**

Форма и положение поверхности теплообмена	Определяющий размер	Коэффициент теплоотдачи α, *вт/м²·град*	
		$l^3\Delta t < 2$ *град·м³*	$l^3\Delta t > 2$ *град·м³*
Вертикальные пластины или цилиндры большого диаметра	Высота пластины или цилиндра	$\alpha = 1{,}36\left(\frac{\Delta t}{l}\right)^{1/4}$	$\alpha = 1{,}97\Delta t^{1/4}$
Вертикальные или горизонтальные цилиндры	Наружный диаметр цилиндра	$\alpha = 1{,}17\left(\frac{\Delta t}{l}\right)^{1/4}$	$\alpha = 1{,}64\Delta t^{1/4}$
Горизонтальные квадратные пластины: верхняя поверхность	Сторона пластины	$\alpha = 1{,}31\left(\frac{\Delta t}{l}\right)^{1/4}$	$\alpha = 2{,}30\Delta t^{1/4}$
нижняя поверхность	То же	$\alpha = 0{,}58\left(\frac{\Delta t}{l}\right)^{1/4}$	—

При вычислении эквивалентной теплопроводности в первом приближении можно пользоваться формулой Крауссольда

$$\frac{\lambda_{экв}}{\lambda} = 0{,}11\,(Gr\,Pr)^{0,29} \qquad (VI.43)$$

где λ — теплопроводность жидкости.

Более точный расчет эквивалентной теплопроводности может быть проведен по формуле Ниманна

$$\frac{\lambda_{экв}}{\lambda} = 1 + \frac{m\,(\mathrm{Gr\,Pr})^r}{\mathrm{Gr\,Pr} + n} \qquad \text{(VI. 44)}$$

в которой константы m, n и r зависят от геометрической формы слоя жидкости и направления теплового потока (табл. VI-4).

В формулах (VI.43) и (VI.44) значения физических параметров принимают при средней температуре жидкости между обеими стенками, ограничивающими слой жидкости. Определяющий размер, входящий в критерий Грасгофа, — толщина слоя жидкости.

При небольших скоростях вынужденного движения жидкости необходимо учитывать кроме свободной конвекции также вынужденную.

Влиянием свободной конвекции можно пренебречь (оно составляет $< 5\%$), если

$$\mathrm{Gr} \leqslant 0{,}3\,(\mathrm{Re})^2 \qquad \text{(VI. 45)}$$

Таблица VI-4. Значения констант *m*, *n* и *r* в уравнении (VI.4)

Геометрическая форма слоя жидкости и направление теплового потока	m	$n \cdot 10^{-4}$	z
	0,119	1,45	1,27
	0,070	0,32	1,333
	0,0236	1,01	1,393
45°	0,043	0,41	1,360
45°	0,025	1,30	1,360

В тех случаях, когда трудно определить преобладает ли свободная или вынужденная конвекция, следует вычислить коэффициенты теплоотдачи для обоих случаев и принять наибольшее значение.

Теплоотдача при конденсации паров

Коэффициент теплоотдачи *при пленочной конденсации* насыщенного пара *на вертикальных стенках* или трубах рассчитывается по формуле Нуссельта

$$\alpha = \frac{\alpha'}{\sqrt[4]{H\,(t - t_{ст})}} \qquad \text{(VI. 46)}$$

где

$$\alpha' = 0{,}943\,\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g \lambda^3}{\mu}} \qquad \text{(VI. 47)}$$

По данным некоторых авторов, расчетные данные более согласуются с опытными при замене коэффициента 0,943 в уравнении (VI.47) коэффициентом 1,13.

В формулах (VI.46) и (VI.47) α — коэффициент теплоотдачи, *вт/(м² · град)* (*ккал · м⁻² · ч¹⁻ · град⁻¹*); H — высота стенки (трубы), *м*; $t_{ст}$ — температура стенки, °С; t — температура пара, °С; r — теплота парообразования, *дж/кг*; ρ — плотность конденсата, *кг/м³*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; λ — теплопроводность конденсата *вт/(м · град)* (*ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*); μ — динамическая вязкость конденсата, *н · сек/м²*.

Значения физических свойств подставляют при средней температуре пленки конденсата

$$t_{ср} = \frac{t_{ст} + t}{2} \qquad \text{(VI. 48)}$$

Ниже приведены значения α' для паров воды в зависимости от средней температуры $t_{ср}$:

$t_{ср}$, °С	Значение α'	
	$ккал \cdot м^{-7/8} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-3/4}$	$дж \cdot м^{-6/7} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-3/4}$
0	5 660	6 585
10	6 260	7 280
20	6 810	7 920
30	7 320	8 515
40	7 820	9 095
50	8 285	9 635
60	8 735	10 525
70	9 165	10 660
80	9 590	11 155
90	10 010	11 640
100	10 420	12 095
110	10 820	12 585
120	11 190	13 015
130	11 530	13 410
140	11 850	13 780
150	12 180	14 165
160	12 490	14 525
170	12 770	14 850
180	13 020	15 140
190	13 210	15 365
200	13 370	15 550

Формула (VI.46) действительна при ламинарном движении пленки конденсата, которое характеризуется условием

$$H(t - t_{ст}) \leqslant H(t - t_{ст})_{кр}$$

где

$$H(t - t_{ст})_{кр} = 2\,680 \frac{r\mu^{5/3}}{\lambda\rho^{2/3}g^{1/3}} \qquad \text{(VI. 49)}$$

Значения произведения $H(t - t_{ст})_{кр}$ для насыщенного водяного пара приведены ниже:

Температура, °С	100	150	200	250	300	350	374
$H(t - t_{ст})_{кр}$, *м/град*	52	25	15	11	8,1	4,9	0

Если $H(t - t_{ст}) > H(t - t_{ст})_{кр}$, движение пленки становится турбулентным и коэффициент теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha = 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{H(t - t_{ст})\lambda^3\rho^2 g}{r\mu^3}} \qquad \text{(VI. 50)}$$

При теплоотдаче от жидкости к наклонной трубе или стенке можно использовать формулу

$$\alpha_\beta = \alpha \sqrt[4]{\sin\beta} \qquad \text{(VI. 51)}$$

где β — угол между трубой (стенкой) и горизонтальной плоскостью; α — коэффициент теплоотдачи для вертикальной трубы.

При конденсации на горизонтальной трубе

$$\alpha = \alpha' \cdot 0{,}77 \left(\frac{H}{d}\right)^{1/4} \qquad \text{(VI. 52)}$$

где α' — коэффициент теплоотдачи для вертикальной трубы (стенки) высотой H; d — наружный диаметр трубы.

Пользуясь формулой (VI.52), можно получить достаточно точные результаты при расчете теплоотдачи в условиях конденсации пара на горизонтальном пучке труб.

Если скорость пара превышает 10 *м/сек*, то коэффициент теплоотдачи определяют по формуле

$$\alpha = 0{,}023 \frac{\lambda}{\mu} w_п\rho_п \sqrt{\frac{\rho}{\rho_п} \Pr_п \lambda_{тр}} \qquad \text{(VI. 53)}$$

где $\lambda_{тр}$ — коэффициент трения при движении пара по сухой трубе [см. уравнение (III.31)].

Величины с индексом п относятся к пару, параметры без индексов, как и ранее, — к конденсату.

Коэффициент теплоотдачи α' *при конденсации паров, содержащих неконденсируемые газы*, можно определить по формуле

$$\frac{\alpha' - \alpha_1}{\alpha - \alpha_1} = e^{-CY} \qquad \text{(VI. 54)}$$

где α — коэффициент теплоотдачи от чистого пара; α_1 — коэффициент теплоотдачи от неконденсируемых газов; Y — мольное отношение неконденсируемого газа к пару; C — константа, характерная для каждой смеси; например, для смеси водяной пар—воздух $C = 1{,}1$; для смеси водяной пар—метан $C = 1{,}8$.

Теплоотдача при кипении жидкости

При невысокой интенсивности нагревания *поверхностное кипение* определяется количеством тепла, поступающим от греющей поверхности практически только за счет свободной конвекции жидкости:

для вертикальной греющей поверхности

$$\mathrm{Nu} = 0{,}61\,(\mathrm{Gr\,Pr})^{1/4} \qquad \text{(VI. 55)}$$

для горизонтальной греющей поверхности

$$\mathrm{Nu} = 0{,}16\,(\mathrm{Gr\,Pr})^{1/3} \qquad \text{(VI. 56)}$$

Уравнения (VI.55) и (VI.56) применимы в области $\mathrm{GrPr} < 10^9$. Обозначения величин и температура, при которой подставляют физические параметры, те же, что и в уравнениях теплоотдачи свободной конвекцией [см. уравнения (VI.42)—(VI.45)].

При ядерном кипении в больших аппаратах размеры кипятильников рационально выбирать таким образом, чтобы не выходить за пределы области ядерного кипения, характеризуемого условием $q < q_{кр}$. Если удельная тепловая нагрузка $q > q_{кр}$, коэффициент теплоотдачи начинает снижаться из-за постепенного перехода от ядерного к пленочному кипению.

Для определения критической тепловой нагрузки $q_{кр}$ можно использовать уравнение Розенова и Гриффита

$$q_{кр} = C\rho_п r \left(\frac{\rho_ж}{\rho_п} - 1\right)^{0{,}6} \qquad \text{(VI. 57)}$$

где $\rho_п$ — плотность пара, *кг/м³*; $\rho_ж$ — плотность жидкости, *кг/м³*; r — теплота парообразования, *дж/кг* (*ккал/кг*); C — константа, равная 43,6 *м/ч* или $1{,}21 \cdot 10^{-2}$ *м/сек*; величина $q_{кр}$ выражается в *вт/м²* [*ккал/(м² · ч)*].

Для воды, кипящей при атмосферном давлении, коэффициент теплоотдачи определяют по формуле

$$\alpha = 1\,100 + 0{,}077q \;[вт/(м^2 \cdot град)] \qquad \text{(VI. 58)}$$

Влияние давления на коэффициент теплоотдачи можно определить с помощью соотношения

$$\alpha_p = \alpha_0 \left(\frac{p}{p_0}\right)^{0{,}25} \qquad \text{(VI. 59)}$$

где α_p — коэффициент теплоотдачи при давлении p; α_0 — коэффициент теплоотдачи при атмосферном давлении.

Для расчета коэффициента теплоотдачи при кипении воды под давлением от 0,2 до 100 *ат* можно пользоваться формулами

$$\alpha = 2{,}53 p^{0,176} q^{0,7} \qquad \text{(VI. 60)}$$

$$\alpha = 22 p^{0,58} (t_{ст} - t_{к})^{2,33} \qquad \text{(VI. 61)}$$

где α — коэффициент теплоотдачи, *ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹*; p — давление, *ат*; $q = Q/F$ — удельная тепловая нагрузка, *ккал/(м² · ч)*; $t_{ст}$ — температура греющей поверхности, °С; $t_{к}$ — температура кипения воды, °С.

Для жидкостей, отличающихся по свойствам от воды, величину α можно найти по формулам:
при $q > 16\,500$ *вт/м²*

$$\frac{\alpha}{\alpha_{в}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{в}}\right)^{0,75} \left(\frac{\rho}{\rho_{в}}\right)^{0,5} \left(\frac{\beta}{\beta_{в}}\right)^{0,25} \left(\frac{c}{c_{в}}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_{в}}\right)^{-0,25} \qquad \text{(VI. 62)}$$

при $q > 16\,500$ *вт/м²*

$$\frac{\alpha}{\alpha_{в}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{в}}\right)^{0,75} \left(\frac{\rho}{\rho_{в}}\right)^{0,7} \left(\frac{c}{c_{в}}\right)^{0,12} \left(\frac{\mu}{\mu_{в}}\right)^{-0,95} \qquad \text{(VI. 62, a)}$$

где $\alpha_{в}$ — коэффициент теплоотдачи для кипящей воды при тех же давлении и тепловой нагрузке (индекс «в» относится к воде).

Расчет α при кипении в любом режиме можно также проводить по формуле

$$\frac{\alpha}{\alpha_{в}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{в}}\right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho}{\rho_{в}}\right)^{2} \frac{c}{c_{в}} \cdot \frac{\mu_{в}}{\mu}\right]^{0,435} \qquad \text{(VI. 63)}$$

Хорошие результаты в случае теплоотдачи при кипении дает критериальное уравнение

$$\frac{\alpha\delta}{\lambda} = 3{,}25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{q\delta}{r\gamma_{п}\lambda} c\gamma\right)^{0,6} \left(\frac{g\delta^{3}}{\nu^{2}}\right)^{0,125} \left(\frac{p\delta}{\sigma}\right)^{0,7} \qquad \text{(VI. 64)}$$

где λ — коэффициент теплопроводности, *вт/(м · град) (ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹)*; ρ — плотность, *кг/м³*; β — коэффициент объемного расширения, *град⁻¹*; c — удельная теплоемкость, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; μ — динамическая вязкость, *н · сек/м²*; $\delta = \sqrt{\sigma/(\gamma - \gamma_{п})}$ — определяющий размер, пропорциональный диаметру пузырька пара, *м*; σ — поверхностное натяжение на границе пар—жидкость, *н/м*; γ — удельный вес, *н/м³*; q — удельная тепловая нагрузка, *вт/м²* [*ккал/(м² · ч)*]; r — теплота парообразования, *дж/кг* (*ккал/кг*); g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; ν — кинематическая вязкость, *м²/сек*; p — давление, *н/м²*.

Величины без индексов относятся к жидкости, а с индексом «п» — к пару.

Уравнение (VI. 64) рекомендуется использовать как при кипении жидкостей в большом объеме, так и при кипении в трубах выпарных аппаратов с интенсивной циркуляцией раствора.

При кипении жидкостей в трубах в условиях принудительной циркуляции для определения коэффициента теплоотдачи используют уравнение

$$Nu = C\,Re^{0,8}\,Pr^{0,4} \qquad \text{(VI. 65)}$$

где коэффициент C зависит от перепада температур, но в среднем может быть принят равным 0,029.

Теплопередача при непосредственном контакте жидкости и газа

При отсутствии разделительной стенки теплообмен между двумя средами сопровождается массообменом и в большинстве случаев им определяется.

При контактировании воздуха с относительной влажностью менее 100% с водой, стекающей пленкой по насадке скруббера, коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнению *

$$\frac{kd_{экв}}{\lambda_{г}} = 0{,}01\,Re_{г}^{0,7}\,Re_{ж}^{0,7}\,Pr_{г}^{0,33} \qquad \text{(VI. 66)}$$

где k — коэффициент теплопередачи, *вт/(м² · град) (ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻¹)*; λ — коэффициент теплопроводности, *вт/(м · град) (ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹)*; $d_{экв} = \frac{4\varepsilon}{\sigma}$ — эквивалентный диаметр насадки, *м*; ε — удельный свободный объем насадки, *м³/м³*; σ — удельная поверхность насадки, *м²/м³*.

$$Re_{г} = \frac{4w_{ф}}{\sigma\nu_{г}}$$

где $w_{ф}$ — фиктивная скорость газа, *м/сек*; ν — кинематическая вязкость, *м²/сек*

$$Re_{ж} = \frac{4L}{\sigma\nu_{ж}\rho_{ж}}$$

где L — массовая плотность орошения, *кг/(м² · сек)*; ρ — плотность, *кг/м³*.

Индексы «ж» и «г» относятся к жидкости и газу соответственно.

Уравнение (VI. 66) применимо в области температур воздуха от 2 до 80° С и при плотностях орошения 3,5—10 *м³/(м² · ч)*.

ТЕПЛООТДАЧА ИЗЛУЧЕНИЕМ

1) Количество тепла, отдаваемого поверхностью, имеющей абсолютную температуру T_1, поверхности, абсолютная температура которой T_2, определяется уравнением

$$Q = C_0 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \Phi_{1,2} \qquad \text{(VI. 67)}$$

где Q — тепловой поток, *вт* (*ккал/ч*); $C_0 = 5{,}68$ *вт/(м² · град⁴)* или 4,96 *ккал · м⁻² · ч⁻¹ · град⁻⁴* — коэффициент излучения абсолютно черного тела, в 10^8 раз превышающий константу Стефана — Больцмана; F_1 — площадь излучающей поверхности, *м²*; $\Phi_{1,2}$ — множитель, определяемый уравнением

$$\Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\varphi_{1,2}} + \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right) + \frac{F_1}{F_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} \qquad \text{(VI. 68)}$$

где ε_1, ε_2 — степень черноты обеих поверхностей; F_1, F_2 — площади этих поверхностей; $\varphi_{1,2}$ — геометрический фактор, характеризующий долю общего количества тепла, излучаемого поверхностью F_1 и воспринимаемого поверхностью F_2.

---

* Это уравнение иногда дает завышенные результаты (*Прим. ред.*).

Частные случаи:

а) обе поверхности параллельны и достаточно близко расположены одна к другой, чтобы можно было пренебречь потерями излучения на краях поверхности

$$\varphi_{1,2}=1; \quad \Phi_{1,2}=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1} \qquad \text{(VI. 69)}$$

б) поверхность F_1 полностью окружена поверхностью F_2 (оболочкой)

$$\varphi_{1,2}=1; \quad \Phi_{1,2}=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{F_1}{F_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2}-1\right)} \qquad \text{(VI. 70)}$$

в) оболочка бесконечно велика, или $F_2 \gg F_1$ (потери тепла в окружающую среду)

$$\Phi_{1,2}=\varepsilon_1 \qquad \text{(VI. 71)}$$

2) Лучистый теплообмен между стенкой и газом определяется по уравнению

$$Q=C_0F\left[\varepsilon_1\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\varepsilon_2\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \qquad \text{(VI. 72)}$$

где $\varepsilon_1, \varepsilon_2$ — коэффициенты, определяемые при температурах T_1 и T_2 по формуле

$$\varepsilon=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_г}+\frac{1}{\varepsilon_{г\infty}}\left(\frac{1}{\varepsilon_{ст}}-1\right)} \qquad \text{(VI. 73)}$$

где $\varepsilon_г$ — степень черноты газа, определяемая по экспериментальным данным. В справочниках приводятся графики зависимости $\varepsilon_г$ от температуры и произведения ph (где p — парциальное давление; h — толщина слоя газа). Такие графики имеются, в частности, для двуокиси углерода и водяных паров*; $\varepsilon_{г\infty}$ — степень черноты газа при бесконечной толщине его слоя, определяемая из справочных диаграмм для $\varepsilon_г$ путем экстраполяции до $h=\infty$. При атмосферном давлении, например, $\varepsilon_{г\infty}=0{,}22$ (для CO_2) и $\varepsilon_{г\infty}=0{,}80$ (для водяных паров); $\varepsilon_{ст}$ — степень черноты стенки.

Если степень черноты стенки $\varepsilon_{ст}$ велика ($\varepsilon_{ст}>0{,}8$), то вместо уравнения (VI. 73) для определения ε можно использовать более простое выражение

$$\varepsilon=\varepsilon_{ст}\varepsilon_г \qquad \text{(VI. 74)}$$

Если излучающий газ содержит одновременно водяные пары, двуокись углерода, а также другие непрозрачные газы, общий теплообмен за счет лучеиспускания с достаточной степенью точности определяется как сумма потоков энергии, излучаемой каждым газом в отдельности

$$Q=Q_{CO_2}+Q_{H_2O}+\ \ldots \qquad \text{(VI. 75)}$$

Когда излучение сопровождается конвекцией, то для расчета используют уравнение (VI. 16), подставляя в него коэффициент

* См. Справочник химика, т. 5, изд. 2-е, Изд. «Химия», 1966, стр. 598 (*Прим. ред.*).

$\alpha_{об}$, определяемый равенством

$$\alpha_{об}=\alpha_{из}+\alpha_к \qquad \text{(VI. 76)}$$

где $\alpha_к$ — коэффициент теплоотдачи конвекцией (без учета излучения); $\alpha_{из}$ — коэффициент теплоотдачи излучением, определяемый из соотношения

$$\alpha_{из}=\frac{Q_{из}}{F\,\Delta t} \qquad \text{(VI. 77)}$$

здесь $Q_{из}$ — количество тепла, отдаваемого излучением, вычисляется по уравнениям (VI.67) и (VI.72); F — площадь излучающей поверхности; Δt — разность температур между излучающей поверхностью и газом или средой.

СОВМЕСТНАЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЧА ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ, КОНВЕКЦИЕЙ И ИЗЛУЧЕНИЕМ

В стационарном режиме количество тепла, передаваемого через плоскую стенку, состоящую из n слоев, определяется уравнением (VI. 10)

$$Q=kF\Delta t$$

причем коэффициент теплопередачи k в этом случае выражается соотношением

$$k=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_{об,1}}+\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i}+\frac{1}{\alpha_{об,2}}} \qquad \text{(VI. 78)}$$

где $\alpha_{об,1}$, $\alpha_{об,2}$ — коэффициенты теплопередачи конвекцией и излучением для жидкостей 1 и 2, определяемые уравнением (VI. 76); λ_i — теплопроводность i-го слоя толщиной δ_i.

Обычно теплоотдача конвекцией не осложняется излучением, поэтому $\alpha_{об}\approx\alpha_к$. Если же температура стенки высока или коэффициент теплоотдачи конвекцией очень мал, то необходимо учитывать передачу тепла излучением.

Для цилиндрических аппаратов или труб с толстыми стенками, образованными из n слоев, количество переданного тепла определяется формулой

$$Q=\frac{2\pi l\,\Delta t}{\frac{1}{\alpha_{вн}r_{вн}}+\sum_1^n\frac{\delta_i}{\lambda_i r_{ср,\,i}}+\frac{1}{\alpha_н r_н}}=k'F\,\Delta t \qquad \text{(VI. 79)}$$

$$1/k'r=1/\alpha_{вн}r_{вн}+\sum_{i=1}^n\delta_i/\lambda_i r_{ср,\,i}+1/\alpha_н r_н$$

Эта формула аналогична формуле (VI. 13), причем

$\alpha_{вн}$, $\alpha_н$ — коэффициенты теплоотдачи с внутренней и наружной сторон цилиндра; $r_{вн}$, $r_н$ — внутренний и наружный радиусы цилиндра; $r_{ср,\,i}$ — среднелогарифмический радиус i-го слоя толщиной δ_i; k' — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности $F=2\pi rl$.

В зависимости от соотношения величин α_1 и α_2 коэффициент теплопередачи относят к наружной, внутренней или средней поверхности трубы. Соответственно радиус r представляет собой наружный, внутренний или средний радиус трубы.

Температура $t_{ст}$ и $t'_{ст}$ внутренней и наружной поверхностей трубы определяется из соотношения

$$\alpha_{вн} r_{вн} (t_{вн} - t_{ст}) = \frac{(t_{ст} - t'_{ст})}{\sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{ср,\, i}}} = \alpha_{н} r_{н} (t'_{ст} - t_{н}) = k' r \,\Delta t \qquad \text{(VI. 80)}$$

где $t_{вн}, t_{н}$ — температура теплоносителя внутри и снаружи трубы соответственно.

ПРИМЕРЫ

Пример VI. 1. Определить коэффициент теплопроводности сухого воздуха при атмосферном давлении и температуре 80° С, если его удельная теплоемкость при постоянном давлении равна $c_p = 0{,}244$ *ккал/(кг·град)* и динамическая вязкость $\mu = 0{,}021$ *спз*.

Решение. Пользуемся формулой (VI.2)

$$\lambda = B c_v \mu$$

Поскольку показатель адиабаты для воздуха $\chi = 1{,}4$

$$B = \frac{9\chi - 5}{4} = \frac{9 \cdot 1{,}4 - 5}{4} = 1{,}90$$

Удельная теплоемкость при постоянном объеме

$$c_v = \frac{c_p}{\chi} = \frac{0{,}244}{1{,}4} \text{ ккал/(кг·град)} = \frac{0{,}244}{1{,}4} 4{,}19 \cdot 10^3 \text{ дж/(кг·град)}$$

динамическая вязкость

$$\mu = 0{,}021 \text{ спз} = 0{,}021 \cdot 10^{-3} \text{ н·сек/м}^2$$

Следовательно, теплопроводность равна

$$\lambda = 1{,}90 \frac{0{,}244}{1{,}4} 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}021 \cdot 10^{-3} =$$

$$= 0{,}0291 \text{ дж} \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1} = 0{,}025 \text{ ккал} \cdot м^{-1} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1}$$

При сравнении значения λ, полученного расчетным путем, с экспериментальной величиной $\lambda_{эксп} = 0{,}0252$ *ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹* видно, что погрешность при использовании формулы (VI.2) составляет

$$\varepsilon = \frac{0{,}0250 - 0{,}0252}{0{,}0252} \cdot 100 = -0{,}8\%$$

Пример VI. 2. Определить теплопроводность жидкого гептана при температуре 20° С.

Решение. Пользуемся формулой (VI.4)

$$\lambda = A c \gamma_{отн} \sqrt[3]{\frac{\gamma_{отн}}{M}}$$

Для неассоциированных жидкостей $A = 1{,}55$; мольная теплоемкость $C = 51{,}9 + 0{,}142(t - 30)$ *кал/(моль·град)*; относительный удельный вес $\gamma_{отн} = 0{,}675$; молекулярный вес $M = 100$. Подставив эти значения, получим

$$\lambda = 1{,}52 \cdot \frac{51{,}9 + 0{,}142\,(20 - 30)}{100} \cdot 0{,}675 \sqrt[3]{\frac{0{,}675}{100}} =$$

$$= 0{,}098 \text{ ккал} \cdot м^{-1} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} = 0{,}114 \text{ вт/(м·град)}$$

Сравним вычисленное значение с экспериментальным $\lambda_{эксп} = 0{,}00033$ *кал·см⁻¹·сек⁻¹·град⁻¹*. После пересчета имеем $\lambda_{эксп} = 0{,}00033 \cdot 4{,}19 \cdot 100 = 0{,}138$ *вт/(м·град)*

Погрешность, полученная при вычислении, составляет

$$100 \frac{0{,}114 - 0{,}138}{0{,}138} = -17{,}4\%$$

Поскольку погрешности (в среднем 13%) при расчете по формуле (VI. 4) велики, предпочтительнее пользоваться экспериментальными значениями коэффициента теплопроводности.

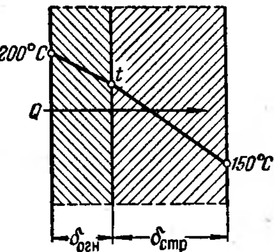


Рис. VI-1. Изменение температуры по толщине стенки (к примеру VI. 3).

Пример VI. 3. Стенки печи построены из огнеупорного и строительного кирпича с коэффициентами теплопроводности $\lambda_{огн} = 0{,}45$ *дж·м⁻¹·сек⁻¹·град⁻¹* и $\lambda_{стр} = 0{,}35$ *дж·м⁻¹·сек⁻¹·град⁻¹*. Толщина кладки составляет соответственно 120 и 200 *мм*. Определить потери в окружающую среду, а также температуру на границе обоих слоев, если температура внутренней стенки печи составляет 1200° С, а наружной стенки 150° С (рис. VI-1).

Решение. Применяем уравнение (VI.10)

$$\frac{Q}{F} = k\,\Delta t = \frac{\lambda_{огн}}{\delta_{огн}} \Delta t$$

Определяем коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\sum_{1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \frac{1}{\frac{0{,}120}{0{,}45} + \frac{0{,}2}{0{,}35}} = 1{,}19 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Таким образом

$$\frac{Q}{F} = 1{,}19\,(1200 - 150) = 1250 \text{ дж/(м}^2 \cdot \text{сек)} =$$

$$= 1250 \frac{3600}{4187} \text{ ккал/(м}^2 \cdot ч) = 1075 \text{ ккал/(м}^2 \cdot ч)$$

Температуру на границе обоих слоев определяем по уравнению

$$\Delta t_{огн} = 1200 - t = \frac{Q/F}{\lambda_{огн}/\delta_{огн}}$$

откуда

$$t = 1200 - \frac{1250}{0{,}45/0{,}120} = 866° \text{ C}$$

Пример VI. 4. Внутренняя стенка печи толщиной 120 *мм* выложена из огнеупорного кирпича, наружная стенка печи толщиной 160 *мм* — из обычного кирпича. Режим работы печи стационарен. Температура внутренней стенки печи равна 700° С, наружной 140° С. Для уменьшения потерь тепла наружная поверхность была покрыта теплоизоляционным слоем из окиси магния ($\lambda_{из} = 0{,}085$ *дж·м⁻¹·сек⁻¹·град⁻¹*) толщиной 50 *мм*. После этого температура внутренней поверхности печи стала $t_{вн} = 721°$ С, на границе огнеупорная кладка — кирпич $t_2 = 660°$ С, на границе кирпич — теплоизоляция $t_3 = 490°$ С, а на наружной поверхности $t_н = 95°$ С. Определить потери тепла печью в обоих случаях (рис. VI-2).

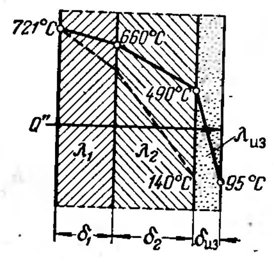


Рис. VI-2. Изменение температуры по толщине стенки (к примеру VI-4).

Решение. Пользуясь соотношением (VI. 10), можно составить следующую систему уравнений

$$Q' = \frac{1}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} (t'_{вн} - t'_н)$$

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t''_{вн} - t''_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t''_2 - t''_3) = \frac{\lambda_{из}}{\delta_{из}}(t''_3 - t''_н)$$

где Q', Q'' — потери тепла в первом и втором случаях; λ_1, λ_2 — теплопроводность огнеупорной и кирпичной кладок.

Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$Q' = \frac{1}{\frac{0{,}12}{\lambda_1} + \frac{0{,}16}{\lambda_2}} (700 - 140)$$

$$Q'' = \frac{\lambda_1}{0{,}12}(721 - 660) = \frac{\lambda_2}{0{,}16}(660 - 490) = \frac{0{,}085}{0{,}05}(490 - 95)$$

откуда

$$Q'' = 671{,}5 \; дж/(м^2 \cdot сек)$$

Следовательно

$$\lambda_1 = 671{,}5 \frac{0{,}12}{61} = 1{,}32 \; дж \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1}$$

$$\lambda_2 = 671{,}5 \frac{0{,}16}{170} = 0{,}632 \; дж \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1}$$

и

$$Q' = \frac{1}{\frac{0{,}12}{1{,}32} + \frac{0{,}16}{0{,}632}} (700 - 140) = 1630 \; дж/(м^2 \cdot сек)$$

Таким образом, при нанесении дополнительного слоя теплоизоляции потери тепла уменьшились с 1 630 до 671,5 *дж/(м²·сек)*.

Пример VI. 5. Определить потери тепла на погонный метр стального трубопровода внутренним диаметром $d_{вн} = 25$ *мм*, изолированного слоем диатомита толщиной 3 *см*, и распределение температур в этом слое.

Известно, что толщина стенки трубопровода $\delta_1 = 1{,}5$ *мм*; теплопроводность стали $\lambda_1 = 39$ *ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹*, теплопроводность слоя изоляции $\lambda_2 = 0{,}04 + 3 \cdot 10^{-5} t$ *дж·м⁻¹·сек⁻¹·град⁻¹*; температура внутренней стенки трубопровода $t_{вн} = 520°$ С, наружной поверхности теплоизоляции $t_н = 70°$ С (рис. VI-3).

Решение. Определим сначала *потери тепла*. При линейной зависимости теплопроводности от температуры принимаем среднеарифметическое значение теплопроводности соответствующего слоя изоляции

$$\lambda_2 = 0{,}04 + 5 \cdot 10^{-5} t_{ср}; \quad t_{ср} = \frac{t_1 + t_н}{2}$$

Поскольку температура внутренней поверхности теплоизоляции t_1 неизвестна, принимаем ее равной температуре внутренней стенки трубы (так как термическое сопротивление стальной стенки трубы намного меньше сопротивления изоляции) с последующей проверкой внесенной ошибки. Тогда

$$t_{ср} \approx \frac{520 + 70}{2} = 295° \text{ C}$$

$$\lambda_2 = 0{,}04 + 5 \cdot 10^{-5} \cdot 295 = 0{,}0547 \; дж \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1}$$

Для определения потерь тепла используем уравнение (VI.13) в виде

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi \, \Delta t}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{ср,\,1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 r_{ср,\,2}}}$$

Толщина стенки трубы мала, поэтому вместо среднелогарифмического радиуса можно принять среднеарифметический

$$r_{ср,\,1} = \frac{d_{вн} + \delta_1}{2} = \frac{0{,}025 + 0{,}0015}{2} = 0{,}0133 \; м$$

Учитывая также, что

$$r_{ср,\,2} = \frac{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1 + \delta_2 - \left(\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1\right)}{\ln \frac{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1 + \delta_2}{\frac{d_{вн}}{2} + \delta_1}} = \frac{0{,}044 - 0{,}014}{2{,}303 \lg \frac{0{,}044}{0{,}014}} = 0{,}0262 \; м$$

и $\lambda_1 = 39 \; ккал \cdot м^{-1} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} = \frac{39}{0{,}86} \; дж \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1} =$

$= 45{,}3 \; дж \cdot м^{-1} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1}$

получим

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi(520 - 70)}{\frac{0{,}0015}{45{,}3 \cdot 0{,}0133} + \frac{0{,}03}{0{,}0547 \cdot 0{,}0262}} = 135 \; дж/(м \cdot сек)$$

Определяем температуру t_1 из уравнения

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi(t_{вн} - t_1)}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{ср,\,1}}} = 135 \; дж/(м \cdot сек)$$

из которого после подстановки числовых значений получим

$$t_1 = 520 - \frac{135}{2\pi} \cdot \frac{0{,}0015}{45{,}3 \cdot 0{,}0133} = 519{,}95 \text{ °C}$$

что практически равно значению 520° С, принятому в расчете; значит, ошибка, допущенная при расчете, незначительна.

Для определения *распределения температур в слое изоляции* воспользуемся уравнением (VI.1)

$$Q = -\lambda F \frac{dt}{dz}$$

Подставив $F = 2\pi rl$, $\lambda = 0{,}04 + 5\cdot 10^{-5}\, t$, $dz = dr$ (теплопередача происходит в радиальном направлении) и разделив переменные, получим дифференциальное уравнение

$$\frac{1}{2\pi}\cdot\frac{Q}{l}\cdot\frac{dr}{r} = -(0{,}04 + 5\cdot 10^{-5} t)\, dt$$

Интегрируем его в пределах от $r_1 = 0{,}014$ до r и от $t_1 = 520°$ С до t

$$\frac{1}{2\pi}\cdot\frac{Q}{l}\int_{0{,}014}^{r}\frac{dr}{r} = -\int_{520}^{t}(0{,}04 + 5\cdot 10^{-5} t)\, dt$$

Тогда

$$\frac{1}{2\pi}\cdot\frac{Q}{l}\ln\frac{r}{0{,}014} =$$

$$= 0{,}04\cdot 520 + \frac{5\cdot 10^{-5}}{2}520^2 - 0{,}04t - \frac{5\cdot 10^{-5}}{2}t^2$$

Рис. VI-3. Распределение температуры в слое теплоизоляции (к примеру VI. 5).

С учетом потерь тепла на единицу длины $Q/l = 135$ *дж/(м · сек)* имеем

$$t^2 + 1600t - 1{,}102\cdot 10^6 + 0{,}86\cdot 10^6 \ln\frac{r}{0{,}014} = 0$$

Используя только положительное значение корня квадратного уравнения, получим выражение для распределения температуры в слое изоляции

$$t = -800 + 10^3\sqrt{1{,}742 - 1{,}98\lg\frac{r}{0{,}014}}$$

Задавшись значениями радиуса r, получим различные значения температуры t:

r, мм	14	20	25	30	35	40	44
t, °С	520	399	316	242	176	117	70

Из рис. VI-3 видно, что отклонение распределения температуры от линейного незначительно, хотя теплопроводность теплоизоляции изменяется по толщине от 0,0556 до 0,0421 *вт/(м · град)*.

Пример VI. 6. Определить время, необходимое для достижения температуры 250° С в центре свинцовой пластины толщиной 5 *см*. Пластина нагревается с обеих сторон, причем температура поверхностей поддерживается постоянной и равной 280° С. Удельная теплоемкость металла $c = 0{,}032$ *ккал/(кг·град)*, плотность $\rho = 11400$ *кг/м³*, теплопроводность $\lambda = 30$ *ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹*. Начальная температура пластины составляла 20° С.

Решение. Используем уравнение (VI. 14).

Коэффициент температуропроводности

$$a = \frac{\lambda}{\rho c} = \frac{30}{11\,400\cdot 0{,}032} = 0{,}083\ м^2/ч$$

или

$$a = \frac{0{,}083}{60} = 1{,}38\cdot 10^{-3}\ м^2/мин$$

Так как $t' = 280°$ С, $t = 250°$ С, $t_н = 20°$ С, $r = 2{,}5\cdot 10^{-2}$, $x = r$, то после подстановки этих величин в уравнение (VI.14) получаем

$$\frac{280-250}{280-20} = \frac{4}{\pi}\exp\left[-\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{1{,}38\cdot 10^{-3}}{(2{,}5\cdot 10^{-2})^2}\tau\right]\sin\frac{\pi}{2} +$$

$$+\frac{1}{3}\exp\left[-9\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{1{,}38\cdot 10^{-3}}{(2{,}5\cdot 10^{-2})^2}\tau\right]\sin\frac{3\pi}{2} +$$

$$+\frac{1}{5}\exp\left[-25\left(\frac{\pi}{2}\right)^2\frac{1{,}38\cdot 10^{-3}}{(2{,}5\cdot 10^{-2})^2}\tau\right]\sin\frac{5\pi}{2}$$

или

$$0{,}115 = e^{-5{,}44\tau} - \frac{1}{3}e^{-49{,}7\tau} + \frac{1}{5}e^{-159\tau}$$

Для решения этого трансцендентного уравнения в первом приближении пренебрегаем обоими членами высшего порядка, поэтому

$$e^{-5{,}44\tau} \approx 0{,}115$$

Отсюда

$$\tau \approx -2{,}303\frac{\lg 0{,}115}{5{,}44} = 0{,}405\ мин$$

Для проверки расчета перепишем полное уравнение следующим образом:

$$\tau = -\frac{2{,}303\lg\left(0{,}115 + \frac{1}{3}e^{-49{,}7\tau} - \frac{1}{5}e^{-159\tau}\right)}{5{,}44}$$

Подставив в правую часть найденное в первом приближении значение τ, получим

$$\tau = \frac{2{,}303\lg\left(0{,}115 + \frac{1}{3}e^{-49{,}7\cdot 0{,}405} - \frac{1}{5}e^{-159\cdot 0{,}405}\right)}{5{,}44} = 0{,}405$$

Таким образом, значение $\tau = 0{,}405$ *мин* найдено правильно.

Проведем теперь решение с использованием диаграммы Гарни — Лури. Согласно уравнению (VI. 15), имеем

$$X = a\frac{\tau}{r_{ср}^2} = \frac{1{,}38\cdot 10^{-3}}{(2{,}5\cdot 10^{-2})^2}\tau = 2{,}21\tau$$

$$Y = \frac{t'-t}{t'-t_н} = \frac{280-250}{280-20} = 0{,}115$$

$$n = \frac{r}{r_{ср}} = 0 \text{ (в плоскости симметрии } r = 0)$$

Чтобы температура поверхностей пластины была постоянной, необходимо соблюдать условие $\alpha = \infty$. Тогда

$$m = \frac{\lambda}{\alpha r_{ср}} = 0$$

Из. рис. 4 (Приложение XVIII) получаем при $Y = 0{,}115$, $n = 0$ и $m = 0$ значение $X = 1$, откуда

$$\tau = \frac{X}{2{,}21} = 0{,}45 \ мин$$

Для определения τ применим также дифференциальное уравнение (VI.5), решая его методом конечных разностей с помощью последовательных приближений.

В рассматриваемом случае одномерного теплового потока

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$$

Заменяем дифференциалы конечными приращениями:
$\Delta\tau$ — конечное приращение времени; Δx — конечное приращение глубины. При этом время τ и глубина x изменяются скачками, т. е. $\tau = n\Delta\tau$ и $x = m\Delta x$, где n и m целые числа.

При $\Delta\tau = \frac{(\Delta x)^2}{2a}$ уравнение (VI.5) приобретает вид

$$t_{(n+1),\,m} = \frac{t_{n,\,(m-1)} + t_{n,\,(m+1)}}{2} \qquad (A)$$

где $t_{n,\,m}$ — температура в момент $n\Delta\tau$ на глубине $m\Delta x$.

Для решения задачи делим пластину на пять слоев; следовательно

$$\Delta x = \frac{0{,}05}{5} = 0{,}01 \ м$$

$$\Delta\tau = \frac{(0{,}01)^2}{2 \cdot 1{,}38 \cdot 10^{-3}} = 0{,}0362 \ мин$$

Результаты расчета приведены в табл. VI-5, где значения температуры в момент $n\Delta\tau$ взяты на расстоянии $m\Delta x$.

Таблица VI-5. **Температура центра пластины (в °С)**

Значение n	Значение m: 0	1	2	3	4	5	Значение n	Значение m: 0	1	2	3	4	5
0	280	20	20	20	20	280	9	280	240	199	199	240	280
1	280	150	20	20	150	280	10	280	240	220	220	240	280
2	280	150	85	85	150	280	11	280	250	220	220	250	280
3	280	183	85	85	183	280	12	280	250	235	235	250	280
4	280	183	134	134	183	280	13	280	257	235	235	257	280
5	280	207	134	134	207	280	14	280	257	246	246	257	280
6	280	207	171	171	207	280	15	280	263	246	246	263	280
7	280	226	171	171	226	280	16	280	263	255	255	263	280
8	280	226	199	199	226	280							

Примечание. При симметричности распределения температуры относительно центральной плоскости тела можно ограничиться составлением лишь одной половины таблицы.

Для начала расчета необходимо знать распределение температур в момент $\tau = 0$. Температура в следующий момент определяется в соответствии с уравнением (*A*) как среднеарифметическое значение температур соседних слоев. Например

$$t_{2,\,2} = \frac{t_{1,\,1} + t_{1,\,3}}{2} = \frac{150 + 20}{2} = 85 \text{ °C}$$

Из табл. VI-5 следует, что температура центра пластины становится выше 250° С по истечении 16 интервалов времени $\Delta\tau$. Следовательно, $\tau = n\Delta\tau = 16 \cdot 0{,}0362 = 0{,}58$ *мин*.

Полученное значение τ заметно отличается от найденной точной величины (стр. 151), что наглядно указывает на приближенный характер решения методом конечных разностей. Однако, пользуясь этим методом, можно получить и значительно более точный результат, если разделить пластину на большее число слоев.

Пример VI. 7. Распределение температур в плоской стенке толщиной 0,3 *м*, согласно опытным данным, приближенно описывается уравнением

$$t = 32 - 18z - 90z^2 \qquad (1)$$

Определить: 1) количество тепла (тепловой поток), поступающего к поверхности стенки и покидающего стенку в единицу времени; 2) тепло, аккумулируемое стенкой в единицу времени, и 3) изменение температуры во времени.

Дано: плотность материала стенки $\rho = 1800$ *кг/м*³, коэффициент его теплопроводности $\lambda = 1{,}4$ *вт/(м·град)*, удельная теплоемкость $c = 1{,}6 \cdot 10^3$ *дж/(кг·град)* и площадь стенки $F = 4$ *м*².

Решение. 1) По уравнению (VI. 1) определяем тепловой поток, поступающий к поверхности стенки

$$Q_0 = -\lambda F \left(\frac{\partial t}{\partial z}\right)_{z=0}$$

и покидающий стенку

$$Q_L = -\lambda F \left(\frac{\partial t}{\partial z}\right)_{z=0{,}3}$$

Продифференцировав уравнение (1), получим

$$\frac{\partial t}{\partial z} = -18 - 180z \qquad (2)$$

Следовательно

$$Q_0 = -\lambda F(-18 - 180z)_{z=0} = 1{,}4 \cdot 4 \cdot 18 = 101 \ вт = 86 \ ккал/ч$$

$$Q_L = -\lambda F(-18 - 180z)_{z=0{,}3} = 1{,}4 \cdot 4\,(18 + 54) = 402 \ вт = 346 \ ккал/ч$$

2) Тепло, аккумулируемое стенкой в единицу времени

$$Q_3 = Q_0 - Q_L = 101 - 402 = -301 \ вт = -258 \ ккал/ч$$

Знак «минус» указывает на то, что стенка охлаждается (отдает тепло).

3) Изменение температуры во времени определяем по уравнению (VI.5)

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = a(-180) = -180 \frac{1{,}4}{1800 \cdot 1{,}6 \cdot 10^3} = -8{,}75 \cdot 10^{-5} \ град/сек$$

где значение $\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}$ получено дифференцированием уравнения (2).

Следовательно, скорость уменьшения температуры в данном случае одинакова для всех точек внутри стенки.

Пример VI. 8. Определить коэффициент теплоотдачи при протекании 60,6 *кг/ч* воды по трубопроводу внутренним диаметром $d = 14$ *мм* и длиной $L = 0{,}7$ *м*. Средняя температура воды $t_{ср} = 20°$ С, температура стенки 60° С.

Решение. Из Приложения X находим следующие значения физических параметров воды при 20° С: $\rho = 998$ *кг/м³*; $\nu = 1 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*; $\mathrm{Pr} = 7{,}06$; $\lambda = 0{,}515$ *ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*.

Определяем объемный расход воды

$$Q_{об} = \frac{60{,}6}{998 \cdot 3600} = 0{,}169 \cdot 10^{-4} \ м^3/сек$$

и площадь поперечного сечения трубы

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0{,}014^2}{4} = 1{,}54 \cdot 10^{-4} \ м^2$$

Следовательно, средняя скорость движения воды составит

$$w = \frac{1{,}69 \cdot 10^{-5}}{1{,}54 \cdot 10^{-4}} = 0{,}11 \ м/сек$$

и

$$\mathrm{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{0{,}11 \cdot 0{,}014}{10^{-6}} = 1540$$

Течение воды является ламинарным. Проверяем применимость формулы (VI.21) для расчета. Для этого определяем коэффициент B

$$B = \frac{\mathrm{Re\,Pr}\,d}{L} = \frac{1540 \cdot 7{,}06 \cdot 0{,}014}{0{,}7} = 215$$

Так как $10^{-1} < 215 < 10^4$, пользоваться формулой (VI.21) можно.

Подставив значения вязкости воды при 20° С $\mu = 1{,}02 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²* и при температуре стенки $\mu_{ст} = 0{,}48 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²*, получим

$$\mathrm{Nu} = \left[3{,}65 + \frac{0{,}0668 \cdot 215}{1 + 0{,}045 \cdot 215^{2/3}}\right]\left(\frac{1{,}02}{0{,}48}\right)^{0{,}14} = 10{,}3$$

Отсюда коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha = \mathrm{Nu}\frac{\lambda}{d} = \frac{10{,}3 \cdot 0{,}515}{0{,}014} = 380 \ ккал \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} = 442 \ вт/(м \cdot град)$$

Пример VI. 9. Определить коэффициент теплоотдачи при протекании воды через охлаждающую рубашку цилиндрического реактора. Наружный диаметр реактора $d_1 = 1000$ *мм*; внутренний диаметр рубашки $d_2 = 1100$ *мм*; средняя температура воды $t_{ср} = 20°$ С, температура стенки реактора $t_{ст} = 60°$ С, высота реактора $L = 1000$ *мм*; расход охлаждающей воды $G = 5$ *т/ч*.

Решение. Площадь поперечного сечения потока

$$S = \frac{\pi}{4}\left(d_2^2 - d_1^2\right) = \frac{\pi}{4}\left(1{,}1^2 - 1{,}0^2\right) = 0{,}165 \ м^2$$

Скорость воды

$$w = \frac{G}{\rho S} = \frac{5000}{998 \cdot 3600 \cdot 0{,}165} = 0{,}00845 \ м/сек$$

Так как скорость воды очень мала, проверяем в соответствии с уравнением (VI. 45), следует ли учитывать при решении влияние свободной конвекции. Из Приложения X при $t = 20°$ С находим значения $\nu = 1{,}10$ *м²/сек* и $\beta = 2{,}07 \cdot 10^{-4}$, а при средней температуре стенки $t_{ст} = \frac{60 + 20}{2} = 40°$ С величины равны: $\rho = 992$ *кг/м³*; $\mu = 66{,}6 \cdot 10^{-6}$ *кгс · сек/м²*.

Эквивалентный диаметр кольцевого пространства

$$d_{экв} = \frac{4\frac{\pi}{4}\left(d_2^2 - d_1^2\right)}{\pi\left(d_2 + d_1\right)} = d_2 - d_1 = 1{,}1 - 1{,}0 = 0{,}1 \ м$$

Критерий Рейнольдса

$$\mathrm{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{0{,}00845 \cdot 0{,}1}{1{,}10^{-6}} = 845$$

$$\mathrm{Re}^2 = 7{,}11 \cdot 10^5$$

Критерий Грасгофа

$$\mathrm{Gr} = gl^3\left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2 \beta\,\Delta t = 9{,}81 \cdot 1^3\left(\frac{992}{6{,}66 \cdot 10^{-5} \cdot 9{,}81}\right)^2 2{,}07 \cdot 10^{-4}\,(60 - 20) = 1{,}87 \cdot 10^{11}$$

Так как $\mathrm{Gr} \gg 0{,}3\,\mathrm{Re}^2$, величиной свободной конвекции пренебрегать нельзя, поэтому определяем коэффициенты теплоотдачи как при вынужденной, так и при свободной конвекции и выбираем из них наибольшее значение.

При вынужденной конвекции ($\mathrm{Re} < 2300$) применяем уравнение (VI.21)

$$\mathrm{Nu} = \left[3{,}65 + \frac{0{,}0668B}{1 + 0{,}045B^{2/3}}\right]\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14}$$

где

$$B = \frac{\mathrm{Re\,Pr}\,d}{L}$$

Подставив значения $\mathrm{Re} = 845$; $\mathrm{Pr} = 7{,}06$ (Приложение X) при $t_{ср} = 20°$ С, $d = d_{экв} = 0{,}1$ *м*; $L = 1$ *м*; $\mu_{ст} = 0{,}48 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²* (при температуре стенки $t_{ст} = 60°$ С) и $\mu = 1{,}02 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²* (при температуре жидкости $t_{ср} = 20°$ С), получим

$$\mathrm{Nu} = \left[3{,}65 + \frac{0{,}0668\,\frac{845 \cdot 7{,}06 \cdot 0{,}1}{1}}{1 + 0{,}045\left(\frac{845 \cdot 7{,}06 \cdot 0{,}1}{1}\right)^{2/3}}\right]\left(\frac{1{,}02}{0{,}48}\right)^{0{,}14} = 14{,}65$$

Теплопроводность жидкости $\lambda = 0{,}515$ *ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹*, коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha = \frac{\mathrm{Nu}\,\lambda}{d} = 0{,}515\,\frac{14{,}65}{0{,}1} = 75{,}5 \ ккал \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} = 88 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

Для определения коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции используем формулу (VI.42)

$$\mathrm{Nu} = C\,(\mathrm{Gr\,Pr})^m$$

$$\mathrm{Gr\,Pr} = 1{,}87 \cdot 10^{11} \cdot 4{,}3 = 8{,}02 \cdot 10^{11} > 10^8$$

Значения констант C и m в уравнении (VI. 42) находим по табл. VI-5; они соответственно равны 0,129 и ⅓. Значение критерия Прандтля $\mathrm{Pr} = 4{,}3$ находим по Приложению X при $t_{ср} = 40°$ С. Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$\mathrm{Nu} = 0{,}129\,(8{,}02 \cdot 10^{11})^{1/3} = 1200$$

Так как в данном случае определяющим размером следует считать высоту реактора и при температуре $t_{ср}$ коэффициент теплопроводности $\lambda = 0{,}545$ *ккал* $\cdot$ *м*$^{-1}$ $\cdot$ *ч*$^{-1}$ $\cdot$ *град*$^{-1}$, то величина коэффициента теплоотдачи при свободной конвекции

$$\alpha = \frac{1200 \cdot 0{,}545}{1} = 654 \text{ ккал} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} = 760 \text{ вт}/(м^2 \cdot град)$$

Это значение и используется для дальнейших расчетов.

Пример VI. 10. Определить коэффициент теплоотдачи при конденсации пара на поверхности трубы длиной $H = 2$ *м*, образующей с горизонтальной поверхностью угол $\beta = 60°$. Температура стенки $t_{ст} = 210°$ С; температура пара $t = 220°$ С.

Решение. Чтобы определить, каким уравнением — (VI.46) или (VI.50), пользоваться для расчета, находим по формуле (VI.49) произведение $H(t - t_{ст})_{кр}$.

Из Приложения X при температуре $t_{ср} = \frac{t_{ст} + t}{2} = \frac{210 + 220}{2} = 215°$ С находим физические параметры воды:

теплопроводность $\lambda = 0{,}559$ *ккал* $\cdot$ *м*$^{-1}$ $\cdot$ *ч*$^{-1}$ $\cdot$ *град*$^{-1}$ $= 0{,}652$ *вт*/(*м* $\cdot$ *град*)

динамическую вязкость $\mu = 1{,}31 \cdot 10^{-5}$ *кгс* $\cdot$ *сек*/*м*^{2} $= 1{,}29 \cdot 10^{-4}$ *н* $\cdot$ *сек*/*м*^{2}

плотность $\rho = 846$ *кг*/*м*^{3} и теплоту парообразования $r = 449$ *ккал*/*кг* $= 1{,}88 \cdot 10^6$ *дж*/*кг*

$$H(t - t_{ст})_{кр} = \frac{2680 r \mu^{5/3}}{\lambda \rho^{2/3} g^{1/3}} = 2680 \frac{1{,}88 \cdot 10^6 (1{,}29 \cdot 10^4)^{5/3}}{0{,}652 \cdot 846^{2/3} \cdot 9{,}81^{1/3}} = 13{,}3 \ м \cdot град$$

Так как $H(t - t_{ст}) = 2(220 - 210) > 13{,}3$, течение пара турбулентное, и при расчете коэффициента теплоотдачи для вертикальной трубы следует пользоваться формулой (VI.50) *

$$\alpha = 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{H(t - t_{ст}) \lambda^3 \rho^2 g}{r \mu^3}} =$$

$$= 3 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{2 \cdot 10 \cdot 0{,}652^3 \cdot 846^2 \cdot 9{,}81}{1{,}88 \cdot 10^6 (1{,}29 \cdot 10^{-4})^3}} = 9330 \ дж \cdot м^{-2} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1}$$

Коэффициент теплоотдачи для наклонной трубы определяем по формуле (VI.51)

$$\alpha_\beta = \alpha \sqrt[4]{\sin \beta} = 9330 \sqrt[4]{\sin 60°} = 9050 \ дж \cdot м^{-2} \cdot сек^{-1} \cdot град^{-1} =$$

$$= 7750 \ ккал \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1}$$

Пример VI. 11. Определить коэффициент теплопередачи при охлаждении сухого воздуха водой в скруббере с насадкой. Дано: температура воды $t' = 15°$ С; начальная температура воздуха $t_н = 80°$ С, конечная $t_к = 25°$ С; расход воздуха $G_г = 12\,000$ *кг/ч*; расход воды $G_ж = 8000$ *кг/ч*; диаметр скруббера $D = 1{,}4$ *м*; удельная поверхность насадки $\sigma = 65$ *м*^{2}/*м*^{3}; свободный объем насадки $\varepsilon = 0{,}68$.

Решение. Определяем коэффициент теплопередачи по формуле (VI. 66)

$$\frac{k d_{экв}}{\lambda_г} = 0{,}01 \ Re_г^{0,7} \ Re_ж^{0,7} \ Pr_г^{0,33}$$

---

* В этом случае величину $H(t - t_{ст})_{кр}$ для насыщенного водяного пара можно определить, пользуясь данными на стр. 140.

Физические параметры воздуха при средней температуре $t_{ср} = \frac{80 + 25}{2} = 52{,}5°$ С составляют: $\rho_г = 1{,}05$ *кг*/*м*^{3}; $\nu_г = 18{,}8 \cdot 10^{-6}$ *м*^{2}/*сек*; $\lambda_г = 2{,}74 \cdot 10^{-2}$ *вт*/(*м* $\cdot$ *град*); $Pr_г = 0{,}722$.

Физические параметры воды при 15° С следующие: $\rho_ж = 999$ *кг*/*м*^{3}; $\nu_ж = 1{,}18 \cdot 10^{-6}$ *м*^{2}/*сек*. Эквивалентный диаметр насадки

$$d_{экв} = \frac{4\varepsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}68}{65} = 0{,}0418 \ м$$

Фиктивная скорость газа

$$w_ф = \frac{G_г 4}{\rho_г \pi D^2} = \frac{12000 \cdot 4}{1{,}05\pi \cdot 1{,}4^2} = 7430 \ м/ч = 2{,}06 \ м/сек$$

Критерий Рейнольдса для газа

$$Re_г = \frac{4 w_ф}{\sigma \nu_г} = \frac{4 \cdot 2{,}06}{65 \cdot 18{,}8 \cdot 10^{-6}} = 6750$$

Плотность орошения

$$L = \frac{4 G_ж}{3600 D^2} = \frac{4 \cdot 8000}{3600\pi \cdot 1{,}4^2} = 1{,}44 \ кг/(м^2 \cdot сек)$$

Критерий Рейнольдса для жидкости

$$Re_ж = \frac{4L}{\sigma \nu_ж \rho_ж} = \frac{4 \cdot 1{,}44}{65 \cdot 1{,}18 \cdot 10^{-6} \cdot 999} = 75{,}1$$

Подставив числовые значения в уравнение (VI. 66), получим

$$k = \frac{2{,}74 \cdot 10^{-2}}{0{,}0418} \cdot 0{,}01 \ (6750 \cdot 75{,}1)^{0,7} \cdot 0{,}722^{0,33} = 58 \ вт/(м^2 \cdot град) =$$

$$= 50 \ ккал \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1}$$

Пример VI. 12. Определить коэффициент теплопередачи при кипении 40%-ного раствора NaOH внутри стальной трубы диаметром $d = 57/50$ *мм* и длиной $l = 2{,}5$ *м* при давлении $p = 18\,350$ *н*/*м*^{2} и температуре $t_к = 85°$ С. Для нагревания используется насыщенный водяной пар при $t = 111{,}7°$ С.

Решение. Определим коэффициент теплопередачи k', отнесенный к наружной поверхности трубы.

Коэффициент теплоотдачи от кипящего раствора к стенке находим по уравнению (VI.63)

$$\alpha_{вн} = \alpha_в \left(\frac{\lambda}{\lambda_в}\right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho}{\rho_в}\right)^2 \frac{c}{c_в} \cdot \frac{\mu_в}{\mu}\right]^{0,435}$$

Коэффициент теплоотдачи для чистой воды $\alpha_в$ вычисляем по уравнению (VI.61):

$$\alpha_в = 22 p^{0,58} (t_{ст} - t_к)^{2,33} \ ккал \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot град^{-1} =$$

$$= 25{,}6 p^{0,58} (t_{ст} - t_к)^{2,33} \ вт/(м^2 \cdot град)$$

Физические параметры раствора и воды при 85° С приведены ниже:

	Вода	Раствор
Теплопроводность λ, *вт*/(*м* $\cdot$ *град*)	0,678	0,557
Плотность ρ, *кг*/*м*^{3}	968,5	1 390
Удельная теплоемкость c, *дж*/(*кг* $\cdot$ *град*)	4 190	3 440
Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^3$, *н* $\cdot$ *сек*/*м*^{2}	0,336	2,92

Подставив в уравнения (VI.61) и (VI.63) числовые значения физических параметров, получим выражение

$$\alpha_{\text{вн}} = 25{,}6\left(\frac{18\,350}{9{,}81\cdot 10^4}\right)^{0{,}58}(t_{\text{ст}}-85)^{2{,}33}\left(\frac{0{,}557}{0{,}678}\right)^{0{,}565}\times$$

$$\times\left[\left(\frac{1390}{968{,}5}\right)^2\cdot\frac{3440}{4190}\cdot\frac{0{,}336}{2{,}92}\right]^{0{,}435} = 4{,}21\,(t_{\text{ст}}-85)^{2{,}33}\ вт/(м^2\cdot град)$$

Температура внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}}$ (рис. VI-4) неизвестна.

Предполагаем, что пленка конденсата стекает в ламинарном режиме, поэтому для определения коэффициента теплоотдачи при конденсации пара $\alpha_{\text{н}}$ используем соотношение (VI. 46)

$$\alpha_{\text{н}} = \frac{\alpha'}{\sqrt[4]{H(t-t'_{\text{ст}})}} = \frac{12\,658}{\sqrt[4]{2{,}5\,(111{,}7-t'_{\text{ст}})}}$$

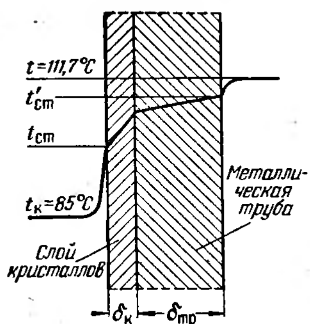


Рис. VI-4. Распределение температуры в стенке (к примеру VI. 12).

Значение $\alpha' = 12\,658$ $вт/(м^2\cdot град)$ при температуре $t = 111{,}7°$ С приведено на стр. 139.

Для определения температуры внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}}$ и коэффициента теплопередачи k используем уравнение (VI. 80).

$$\alpha_{\text{вн}}r_{\text{вн}}\,(t_{\text{ст}}-t_{\text{к}}) = \frac{t'_{\text{ст}}-t_{\text{ст}}}{\dfrac{\delta_{\text{к}}}{\lambda_{\text{к}}r_{\text{ср, к}}}+\dfrac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}}r_{\text{ср, тр}}}} =$$

$$= \alpha_{\text{н}}r_{\text{н}}\left(t-t'_{\text{ст}}\right) = k'r_{\text{н}}\,(t-t_{\text{к}})$$

где $r_{\text{вн}}$ — внутренний радиус трубы, $r_{\text{вн}} = \frac{0{,}050}{2} - \delta_{\text{к}}$ (определяется как разность между внутренним радиусом трубы и толщиной образовавшегося слоя кристаллов), $м$; $r_{\text{ср, к}}$ — средний радиус слоя кристаллов на внутренней поверхности трубы (принимается равным внутреннему радиусу трубы); $r_{\text{ср, тр}} = \frac{0{,}050+\delta_{\text{тр}}}{2}$ — средний радиус металлической трубы, $м$; $r_{\text{н}} = \frac{0{,}057}{2}$ — наружный радиус трубы, $м$; $\delta_{\text{к}} = 0{,}5$ — толщина слоя кристаллов, $мм$; $\delta_{\text{тр}} = \frac{0{,}057-0{,}050}{2} = 0{,}0035$ — толщина стенки трубы, $м$; $\lambda_{\text{к}} = 1{,}5$ — теплопроводность слоя кристаллов, $вт/(м\cdot град)$; $\lambda_{\text{тр}} = 45$ — теплопроводность стали, $вт/(м\cdot град)$.

Подставив в предыдущие выражения приведенные числовые значения, получим

$$4{,}21\,(t_{\text{ст}}-85)^{2{,}33}\left(\frac{0{,}050}{2}-0{,}0005\right)(t_{\text{ст}}-85) =$$

$$= \frac{t'_{\text{ст}}-t_{\text{ст}}}{\dfrac{0{,}0005}{1{,}5\cdot 0{,}025}+\dfrac{0{,}0035}{45\cdot 0{,}02675}} = 10000\left(111{,}7-t'_{\text{ст}}\right)^{-1/4}\frac{0{,}057}{2}\times$$

$$\times\left(111{,}7-t'_{\text{ст}}\right) = k'\,\frac{0{,}057}{2}\,(111{,}7-85)$$

Перепишем эту систему уравнений в виде

$$0{,}103\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33} = 61{,}5\left(t'_{\text{ст}}-t_{\text{ст}}\right) \quad (1)$$

$$0{,}103\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33} = 285\left(111{,}7-t'_{\text{ст}}\right)^{3/4} \quad (2)$$

$$0{,}103\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33} = 0{,}76k' \quad (3)$$

Решим полученную систему графически. Для этого определим $t'_{\text{ст}}$ из уравнения (1)

$$t'_{\text{ст}} = t_{\text{ст}} + \frac{0{,}103}{61{,}5}\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33}$$

и найдем k' из уравнения (3). Затем заменим $(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33}$ его выражением из уравнения (2) и подставим выражение, полученное для $t'_{\text{ст}}$:

$$k' = 0{,}136\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33} =$$

$$= 375\left[111{,}7 - t_{\text{ст}} - 0{,}00167\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33}\right]^{3/4}$$

Строим (рис. VI-5) кривые

$$k' = f_1(t_{\text{ст}}) = 0{,}136\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33}$$

и

$$k' = f_2(t_{\text{ст}}) =$$

$$= 375\left[111{,}7 - t_{\text{ст}} - 0{,}00167\,(t_{\text{ст}}-85)^{3{,}33}\right]^{3/4}$$

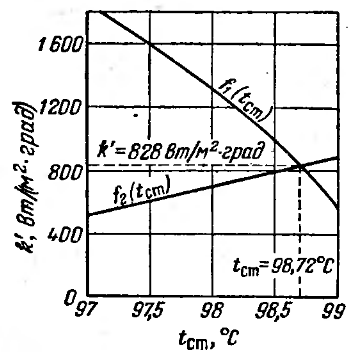


Рис. VI-5. Графическое определение коэффициента теплопередачи.

Значение коэффициента теплопередачи получаем в точке пересечения обеих кривых. Оно равно $k' = 828$ $вт/(м^2\cdot град)$. Отсюда температура внутренней поверхности трубы $t_{\text{ст}} \approx$ $\approx 99°$ С.

Система уравнений (1)—(3) может быть также решена методом последовательных приближений.

Пример VI. 13. Определить наружную температуру и потери тепла стенкой печи толщиной $\delta = 0{,}4$ $м$. Температура газов в печи $t_{\text{г}} = 800°$ С, температура окружающего воздуха $t_{\text{в}} = 20°$ С, коэффициент теплоотдачи печных газов $\alpha_{\text{г}} = 30$ $вт/(м^2\cdot град)$, средняя теплопроводность стенки $\lambda = 1{,}8$ $вт/(м\cdot град)$, коэффициент теплоотдачи от стенки к окружающей среде $\alpha_{\text{в}} = 8$ $вт/(м^2\cdot град)$.

Решение. Для *определения потерь* тепла воспользуемся формулой (VI. 10)

$$\frac{Q}{F} = k\,\Delta t$$

Коэффициент теплопередачи равен

$$k = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_{\text{г}}}+\dfrac{\delta}{\lambda}+\dfrac{1}{\alpha_{\text{в}}}} = \frac{1}{\dfrac{1}{30}+\dfrac{0{,}4}{1{,}8}+\dfrac{1}{8}} = 2{,}64\ вт/(м^2\cdot град)$$

Отсюда

$$\frac{Q}{F} = 2{,}64\,(800-20) = 2059\ вт/м^2$$

Это же количество тепла передается воздуху от наружной поверхности стенки

$$\frac{Q}{F} = \alpha_{\text{в}}\,(t_{\text{н}}-t_{\text{в}}) = 8\,(t_{\text{н}}-20) = 2059$$

Следовательно, температура наружной поверхности стенки равна $t_{\text{н}} = 278°$ С.

Пример VI. 14. Температура стенки $t_{\text{ст}} = 278°$ С в примере VI. 13 слишком высока. Для ее снижения на поверхность трубы

может быть нанесен дополнительный теплоизоляционный слой диатомита [$\lambda_{из} = 0{,}12$ *вт/(м·град)*] или улучшена теплоотдача от наружной поверхности трубы путем обдува стенки воздухом. Определить толщину слоя диатомита или скорость воздуха, необходимые для того, чтобы наружная температура стенки не превышала 120° С.

Решение. *Определение толщины слоя дополнительной изоляции.* Потери тепла в новых условиях составят

$$\frac{Q}{F} = \alpha_в (t_н - t_в) = 8\,(120 - 20) = 800 \ вт/м^2$$

Толщину слоя определяем из уравнения теплопередачи между газом, находящимся в печи, и наружной поверхностью стенки

$$\frac{Q}{F} = \frac{t_г - t_н}{\frac{1}{\alpha_г} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{\delta_{из}}{\lambda_{из}}} = \frac{800 - 120}{\frac{1}{30} + \frac{0{,}4}{1{,}8} + \frac{\delta_{из}}{0{,}12}} = 800 \ вт/м^2$$

откуда $\delta_{из} = 0{,}07$ *м*.

Определение скорости обдувающего воздуха. Потери тепла составят

$$\frac{Q}{F} = \frac{t_г - t_н}{\frac{1}{\alpha_г} + \frac{\delta}{\lambda}} = \frac{800 - 120}{\frac{1}{30} + \frac{0{,}4}{1{,}8}} = 2670 \ вт/м^2$$

Коэффицнент теплоотдачи от трубы к воздуху определим из выражения

$$\frac{Q}{F} = \alpha_в (t_н - t_в) = \alpha_в\,(120 - 20) = 2670 \ вт/м^2$$

откуда $\alpha_в = 26{,}7$ *вт/(м²·град)*.

Скорость воздуха найдем, используя уравнение (VI. 20)

$$Nu = 0{,}057\,(Re\,Pr)^{0{,}78}$$

Так как $Re = \frac{wL}{\nu}$, то скорость газа равна

$$w = \frac{\nu}{L} \cdot \frac{1}{Pr} \left(\frac{Nu}{0{,}057}\right)^{1/0{,}78}$$

Из справочных таблиц находим физические параметры воздуха при средней температуре

$$t_{ср} = \frac{t_н + t_в}{2} = \frac{120 + 20}{2} = 70° \, C$$

кинематическая вязкость $\nu = 0{,}205 \cdot 10^{-4}$ *м²/сек*
теплопроводность $\lambda = 2{,}46 \cdot 10^{-2}$ *ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹* $= 2{,}87$ *вт/(м·град)*
критерий Прандтля $Pr = 0{,}722$
критерий Нуссельта (высоту печи принимаем 2 *м*)

$$Nu = \frac{\alpha L}{\lambda} = \frac{26{,}7 \cdot 2}{2{,}87 \cdot 10^{-2}} = 1860$$

Подставив числовые значения физических параметров в выражение для скорости воздуха w, получим

$$w = \frac{0{,}205 \cdot 10^{-4}}{2} \cdot \frac{1}{0{,}722} \left(\frac{1860}{0{,}057}\right)^{1/0{,}78} = 8{,}83 \ м/сек$$

Уравнение (VI.20) действительно в области $Re > 500\,000$, поэтому проверяем его применимость в данном случае

$$Re = \frac{wL}{\nu} = \frac{8{,}83 \cdot 2}{2{,}05 \cdot 10^{-5}} = 863\,000$$

Таким образом, полученный результат соответствует области применения уравнения (VI.20).

Пример VI. 15. Определить количество тепла, которое теряется через стенку печи толщиной $\delta = 0{,}25$ *м*, если известно, что теплопроводность стенки зависит от температуры и изменяется по уравнению

$$\lambda = 0{,}6\,(1 + 0{,}8 \cdot 10^{-3} t) \ вт/м^2 \cdot град$$

Температура газов в печи $t_г = 850°$ С; температура окружающего воздуха $t_в = 40°$ С. Коэффициенты теплоотдачи от газа к стенке и от стенки к воздуху соответственно составляют: $\alpha_г = 18$ *вт/(м²·град)* и $\alpha_в = 9$ *вт/(м²·град)*. Поверхность стенок печи $F = 60$ *м²*.

Решение. По уравнению теплопередачи

$$Q_п = \frac{F\,(t_г - t_в)}{\frac{1}{\alpha_г} + \frac{\delta}{\lambda_{ср}} + \frac{1}{\alpha_в}} \qquad (1)$$

где $\lambda_{ср}$ — средняя теплопроводность стенки.

Так как теплопроводность стенки изменяется с температурой линейно, $\lambda_{ср}$ можно определить при среднеарифметической температуре стенки

$$\lambda_{ср} = 0{,}6\left(1 + 0{,}8 \cdot 10^{-3}\,\frac{t_1 + t_2}{2}\right)$$

Температуры обеих сторон стенки t_1 и t_2 могут быть выражены как функции от количества теряемого тепла:

$$Q_п = \alpha_г F\,(t_г - t_1) = \alpha_в F\,(t_2 - t_в)$$

или

$$t_1 = t_г - \frac{Q_п}{\alpha_г F}; \quad t_2 = t_в + \frac{Q_п}{\alpha_в F}$$

Подставив эти значения в уравнение (1), получим

$$Q_п = \frac{F\,(t_г - t_в)}{\frac{1}{\alpha_г} + \frac{0{,}25}{0{,}6\left[1 + \frac{0{,}8 \cdot 10^{-3}}{2}\left(t_г - \frac{Q_п}{\alpha_г F} + t_в + \frac{Q_п}{\alpha_в F}\right)\right]} + \frac{1}{\alpha_в}} =$$

$$= \frac{60\,(850 - 40)}{\frac{1}{18} + \frac{0{,}25}{0{,}6\left[1 + \frac{0{,}8 \cdot 10^{-3}}{2}\left(850 - \frac{Q_п}{18 \cdot 60} + 40 + \frac{Q_п}{9 \cdot 60}\right)\right]} + \frac{1}{9}} \qquad (2)$$

Решаем это уравнение (отрицательный корень отбрасываем) и получаем $Q_п = 104\,000$ *вт*. Температура стенки $t_1 = 754°$ С и $t_2 = 232°$ С.

Пример VI. 16. Определить количество тепла, которое поступает в холодильную камеру, построенную из красного кирпича [толщина $\delta_к = 0,2$ *м*, теплопроводность $\lambda_к = 0,7$ *вт/(м·град)*] и изолированную с наружной стороны слоем пробки толщиной 0,1 *м* [теплопроводность сухой пробки $\lambda_1 = 0,07$, влажной пробки $\lambda_2 = 0,15$, а промерзшей пробки $\lambda_3 = 0,35$ *вт/(м·град)*]. Температура внутри камеры $t_{вн} = -34°\,C$, а снаружи $t_н = 28°\,C$. Коэффициент теплоотдачи внутри и снаружи составляет соответственно $\alpha_{вн} = 5$ *вт/(м²·град)*; $\alpha_н = 9$ *вт/(м²·град)*. Точка росы, соответствующая влажности наружного воздуха, $t_р = 12°\,C$. Определить также распределение температур внутри стенки.

Решение. Так как в слой пробки проникают пары, которые могут сконденсироваться и замерзнуть, будем считать, что тепловая изоляция состоит из трех слоев неизвестной толщины δ_1, δ_2, δ_3 (рис. VI-6). Приравняем удельные тепловые потоки

$$\frac{Q}{F} = \alpha_н (t_н - t_1) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t_2 - t_3) =$$

$$= \frac{\lambda_3}{\delta_3}(t_3 - t_4) = \frac{\lambda_к}{\delta_к}(t_4 - t_5) = \alpha_{вн}(t_5 - t_{вн})$$

При этом $t_2 = t_р = 12°\,C$ (ниже точки росы пробка становится влажной), а $t_3 = 0°\,C$ (ниже 0° С пробка промерзает). Кроме того

$$\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 = 0,1 \text{ м}$$

Подставив эти значения в предыдущие равенства, получим систему из семи уравнений с семью неизвестными

$$\frac{Q}{F} = 9(28 - t_1) = \frac{0,07}{\delta_1}(t_1 - 12) = \frac{0,15}{\delta_2}(12 - 0) =$$

$$= \frac{0,35}{\delta_3}(0 - t_4) = \frac{0,7}{0,2}(t_4 - t_5) = 5(t_5 + 34) \quad (1)$$

$$\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 = 0,1 \quad (2)$$

В приведенных выше уравнениях неизвестными величинами являются: Q/F, t_1, t_4, t_5, δ_1, δ_2, δ_3. Выразим величины δ_1, δ_2, δ_3 с помощью уравнений:

$$\delta_1 = \frac{0,07(t_1 - 12)}{9(28 - t_1)}$$

$$\delta_2 = \frac{0,15 \cdot 12}{9(28 - t_1)}$$

$$\delta_3 = -\frac{0,35 \cdot t_4}{9(28 - t_1)}$$

Подставив их в уравнение (2), имеем

$$t_4 = \frac{0,97 t_1 - 24,24}{0,35}$$

Из равенства $9(28 - t_1) = 5(t_5 + 34)$ получаем

$$t_5 = \frac{9}{5}(28 - t_1) - 34$$

Подставим выражения для t_4 и t_5 в уравнение

$$\frac{0,7}{0,2}(t_4 - t_5) = 9(28 - t_1)$$

и получим величину температуры наружного слоя изоляции $t_1 = 22,2°\,C$. Зная t_1, определим остальные неизвестные: $t_4 = -7,75°\,C$; $t_5 = -23,6°\,C$; $\delta_1 = 0,0136$ *м*; $\delta_2 = 0,0346$ *м*; $\delta_3 = 0,0518$ *м* и $Q/F = 52,2$ *вт/м²*.

Так как теплопроводность изоляции постоянна, температура по слоям изменяется линейно (рис. VI-6).

Примечание. Если бы значение толщины промерзшего слоя пробки δ_3 было отрицательным, т. е. $t_4 > 0$, то уравнения теплопереноса следовало бы написать лишь для двух слоев пробки (сухого и влажного).

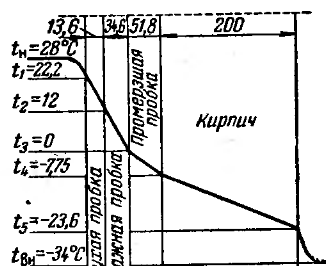


Рис. VI-6: График распределения температур в стенке камеры (к примеру VI. 16).

Пример VI. 17. Через проложенный на эстакаде стальной трубопровод длиной 20 *м*, наружным диаметром 26 *мм* и внутренним диаметром 21 *мм* циркулирует расплавленный свинец (температура свинца 400° С, расход $G = 18\,000$ *г/ч*). Трубопровод изолирован асбестовым волокном $\lambda = 0,11$ *вт/(м·град)*. Коэффициент теплоотдачи от расплавленного металла $\alpha_{вн} = 2000$ *вт/(м²·град)*, а от трубопровода к воздуху (конвекцией и излучением) $\alpha_н = 15$ *вт/(м²·град)*; теплопроводность стали $\lambda_с = 45$ *вт/(м·град)*; удельная теплоемкость свинца $c = 0,0375$ *ккал/(кг·град)*; температура окружающей среды 20° С. Определить толщину тепловой изоляции, необходимой для того, чтобы свинец не охладился более чем на 5° С.

Решение. Определим допустимые потери тепла

$$Q_п = Gc(t_н - t_к)$$

где индексы «н» и «к» относятся к начальной и конечной температуре свинца

$$Q_п = 18\,000 \cdot 0,0375 \cdot 5 = 3370 \text{ ккал/ч} = 3370\frac{4,19 \cdot 10^3}{3600} = 3920 \text{ вт}$$

Толщину изоляции определяем по формуле (VI.79), которая в данном случае имеет вид

$$Q_п = \frac{2\pi l\,\Delta t}{\dfrac{1}{\alpha_{вн} r_{вн}} + \dfrac{\delta_{тр}}{\lambda_с r_{ср,\,тр}} + \dfrac{\delta_{из}}{\lambda_{из} r_{ср,\,из}} + \dfrac{1}{\alpha_и r_и}}$$

где Δt — разность между средней температурой свинца $\left(\dfrac{400 + 400 - 5}{2}\right)$ и температурой окружающей среды; $r_{вн}$ — внутренний радиус трубы, $r_{вн} = \dfrac{21}{2}$ *мм* $= 0,0105$ *м*; $r_{ср,\,тр}$ — среднелогарифмический радиус трубы, который для трубы незначительной толщины может быть заменен среднеарифметическим радиусом

$$r_{ср.\,тр} = r_{вн} + \frac{\delta_{тр}}{2} = 0,0105 + \frac{0,0025}{2} = 0,0117 \text{ м}$$

$r_{ср, из}$ — среднелогарифмический радиус изоляции

$$r_{ср,\,из} = \frac{0{,}0130 + \delta_{из} - 0{,}0130}{\ln \dfrac{0{,}0130 + \delta_{из}}{0{,}0130}}$$

$r_{и}$ — наружный радиус

$$r_{и} = r_{вн} + \delta_{тр} + \delta_{из} = 0{,}0130 + \delta_{из}$$

Подставив в исходное уравнение указанные величины, получим

$$Q_{п} = \frac{2\pi 20\,(397{,}5 - 20)}{\dfrac{1}{2000 \cdot 0{,}0105} + \dfrac{0{,}0025}{45 \cdot 0{,}0117} + \dfrac{\delta_{из}}{0{,}11 \dfrac{\delta_{из}}{\ln \dfrac{0{,}0130 + \delta_{из}}{0{,}0130}}} + \dfrac{1}{15\,(0{,}0130 + \delta_{из})}} = 3920$$

или

$$12{,}1 = \frac{1}{0{,}11} \ln \frac{0{,}0130 + \delta_{из}}{0{,}0130} + \frac{1}{15\,(0{,}0130 + \delta_{из})}$$

Это уравнение не решается явно относительно $\delta_{из}$, поэтому решаем его методом последовательных приближений, переписав предварительно в виде

$$\lg \frac{0{,}0130 + \delta_{из}}{0{,}0130} = 0{,}58 - \frac{0{,}00318}{0{,}013 + \delta_{из}}$$

В качестве приближения нулевого порядка принимаем $\delta^{0}_{из} = 0{,}04$ *м* и подставляем это значение в правую часть уравнения. Получаем

$$\lg \frac{0{,}0130 + \delta'_{из}}{0{,}0130} = 0{,}58 - \frac{0{,}00318}{0{,}0130 + 0{,}04} = 0{,}506$$

откуда

$$\frac{0{,}0130 + \delta'_{из}}{0{,}0130} = 3{,}2$$

и

$$\delta'_{из} = 0{,}0288 \text{ м}$$

Полученное приближение первого порядка снова подставляем в правую часть уравнения

$$\lg \frac{0{,}0130 + \delta''_{из}}{0{,}0130} = 0{,}58 - \frac{0{,}00318}{0{,}013 + 0{,}0288}$$

откуда

$$\delta''_{из} = 0{,}0287 \text{ м}$$

Таким образом, уравнение можно считать решенным, причем требуемая толщина изоляционного слоя $\delta_{из} = 0{,}029$ *м.*

Пример VI. 18. Определить распределение температур и количество тепла, отдаваемого стальным стержнем (рис. VI-7) цилиндрического сечения, окруженного газом при температуре $t_{г} = 20°$ С и коэффициенте теплоотдачи $\alpha = 9$ *вт/(м²·град)*. Температура t_0 наружного торца стержня поддерживается постоянной и равной 200° С, а внутренний торец имеет идеальную тепловую изоляцию. Длина стержня $L = 0{,}2$ *м*, диаметр $d = 0{,}01$ *м*, теплопроводность $\lambda = 25$ *вт/(м·град)*.

Решение. *Определение распределения температур.* Составим тепловой баланс для бесконечно малого элемента стержня, ограниченного двумя плоскостями, расположенными на расстояниях z и $z + dz$.

При стационарном режиме разность между количествами тепла Q_z и Q_{z+dz}, передаваемыми путем теплопроводности, равна количеству тепла $Q_{конв}$, передаваемому конвекцией окружающей среде

$$Q_z - Q_{z+dz} = Q_{конв}$$

Согласно уравнению (VI.1)

$$Q_z = -\lambda F \frac{dt}{dz}$$

а

$$Q_{z+dz} = -\lambda F \frac{dt}{dz} + \frac{d}{dz}\left(-\lambda F \frac{dt}{dz}\right) dz$$

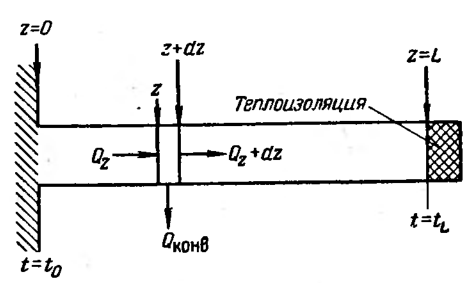


Рис. VI-7. Схема расчета распределения температуры в металлическом стержне (к примеру VI. 18).

Для упрощения расчета температуру в каждом сечении стержня считаем постоянной.

Согласно уравнению (VI. 16)

$$Q_{конв} = \alpha \Pi \, dz \, \Delta t$$

где $\Delta t = (t - t_{г})$ — разность между температурами стержня и газа; $\Pi = \pi d$ — периметр стержня.

Соответственно уравнение теплового баланса принимает вид

$$\lambda F \frac{d^2 t}{dz^2} = \alpha \Pi \, \Delta t$$

Температура $t_{г}$ постоянна, поэтому

$$\frac{d^2 t}{dz^2} = \frac{d^2 (t - t_{г})}{dz^2} = \frac{d^2 \Delta t}{dz^2}$$

Уравнение теплового баланса преобразуется следующим образом:

$$\frac{d^2 \Delta t}{dz^2} = m^2 \Delta t$$

где

$$m^2 = \frac{\alpha \Pi}{\lambda F}$$

Решение этого уравнения с постоянными коэффициентами имеет вид

$$\Delta t = C_1 e^{mz} + C_2 e^{-mz}$$

где C_1, C_2 — постоянные, определяемые из граничных условий.

При $z = 0$ величина $\Delta t = t_0 - t_{г} = \Delta t_0$, следовательно

$$\Delta t_0 = C_1 e^0 + C_2 e^0 = C_1 + C_2$$

Так как торец стержня, которому соответствует $z = L$, изолирован, то количество тепла, отдаваемое им, равно нулю

$$(Q_{конв})_{z=L} = -\lambda F \left(\frac{dt}{dz}\right)_{z=L} = 0$$

$$\left(\frac{dt}{dz}\right)_{z=L} = \left(\frac{d\,\Delta t}{dz}\right)_{z=L} = 0$$

Продифференцируем решение дифференциального уравнения

$$\frac{d\,\Delta t}{dz} = C_1 m e^{mz} - C_2 m e^{-mz}$$

Подставив сюда $z = L$, получим

$$0 = C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}$$

откуда

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{m e^{mL}}{m e^{-mL}} = e^{2mL}$$

Учитывая соотношение между коэффициентами, вытекающее из первого граничного условия, получим

$$C_1 = \frac{\Delta t_0}{1 + e^{2mL}}; \qquad C_2 = \frac{\Delta t_0}{1 + e^{-2mL}}$$

Следовательно, решение уравнения принимает вид

$$\Delta t = \Delta t_0 \left(\frac{e^{mz}}{1 + e^{2mL}} + \frac{e^{-mz}}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Величина m составляет

$$m = \sqrt{\frac{\alpha \Pi}{\lambda F}} = \sqrt{\frac{4\alpha \pi d}{\lambda \pi d^2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9}{25 \cdot 0{,}01}} = 12$$

Так как $\Delta t = (t - 20)$, $\Delta t_0 = (200 - 20)$ и $L = 0{,}2$, то распределение температур описывается уравнением

$$t = 20 + (200 - 20) \left(\frac{e^{12z}}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} + \frac{e^{-12z}}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} \right).$$

или

$$t = 20 + 180 \left(\frac{e^{12z}}{122{,}5} + \frac{e^{-12z}}{1{,}008} \right)$$

Ниже приведены значения температуры стержня как функции расстояния z:

Расстояние z, $м$	0	0,04	0,08	0,12	0,16	0,2
Температура t, °С . . .	200	134	92	68,2	56,1	52,4

Определение количества тепла, отдаваемого стержнем окружающей среде

$$Q = \int_{z=0}^{z=L} \alpha \Pi \,\Delta t\, dz = \int_0^L \alpha \Pi \,\Delta t_0 \left(\frac{e^{mz}}{1 + e^{2mL}} - \frac{e^{-mz}}{1 + e^{-2mL}} \right) dz =$$

$$= \frac{\alpha \Pi \,\Delta t_0}{m} \left(\frac{e^{mL} - 1}{1 + e^{2mL}} - \frac{e^{-mL} - 1}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Подставив соответствующие числовые значения, получим

$$Q = \frac{9\pi \cdot 0{,}01}{12}\, 180 \left(\frac{e^{12 \cdot 0{,}2} - 1}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} - \frac{e^{-12 \cdot 0{,}2}}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} \right) = 4{,}15 \text{ вт}$$

То же количество тепла проходит и через сечение у основания стержня ($z = 0$). Следовательно

$$Q = -\lambda F \left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=0}$$

Как было показано выше (стр. 166)

$$\frac{dt}{dz} = \frac{d\,\Delta t}{dz} = C_1 m e^{mz} - C_2 m e^{-mz}$$

Поэтому

$$\left(\frac{dt}{dz} \right)_{z=0} = m (C_1 - C_2)$$

и

$$Q = -\lambda F m \,\Delta t_0 \left(\frac{1}{1 + e^{2mL}} - \frac{1}{1 + e^{-2mL}} \right)$$

Подставив в выражение Q числовые значения соответствующих величин, получим

$$Q = -25 \frac{\pi}{4} (0{,}01)^2 \cdot 12 \cdot 180 \left(\frac{1}{1 + e^{2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} - \frac{1}{1 + e^{-2 \cdot 12 \cdot 0{,}2}} \right) = 4{,}15 \text{ вт}$$

Пример VI. 19. В газопроводе установлена термопара (рис. VI-8), показывающая температуру 400° С. Определить истинную температуру газа $t_г$, если термопара вставлена в металлический чехол, проходящий через стенку трубопровода. Диаметр

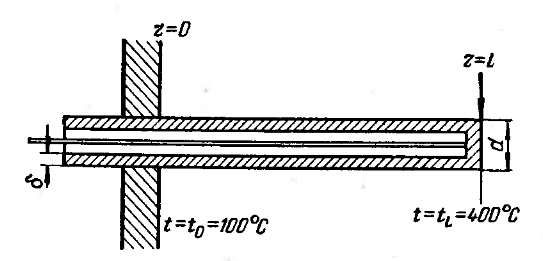


Рис. VI-8. Схема установки термопары (к примеру VI. 19).

чехла $d = 0{,}008$ $м$, длина $L = 0{,}15$ $м$, толщина стенки чехла $\delta = 0{,}002$ $м$; теплопроводность $\lambda = 45$ $вт/(м \cdot ч)$; коэффициент теплоотдачи газа $\alpha = 8$ $вт/(м^2 \cdot град)$; температура стенки трубопровода $t_0 = 100$° С.

Решение. Термопара указывает не температуру газа, а температуру внутреннего торца металлического чехла. Зависимость между этими температурами определяем тем же методом, который применялся в примере VI.18. Уравнение теплового баланса на расстоянии z от стенки имеет вид

$$\frac{d^2 \Delta t}{dz^2} = m^2 \Delta t$$

где $m^2 = \frac{\alpha \Pi}{\lambda S}$; $\Delta t = t - t_г$ — разность между температурой стенки чехла и температурой газа; Π — смоченный периметр (в данном случае наружный периметр); S — площадь поперечного сечения чехла.

Дифференциальное уравнение имеет решение

$$\Delta t = C_1 e^{mz} + C_2 e^{-mz}$$

где C_1, C_2 — постоянные, определяемые из граничных условий.

Как и в примере VI.18, при $z=0$ температура чехла равна температуре стенки и, следовательно

$$\Delta t_0 = C_1 + C_2$$

Но так как конец чехла не имеет тепловой изоляции, то при $z=L$ нельзя принять граничное условие, которое было использовано при решении примера VI.18.

Напишем условие равенства между тепловым потоком за счет теплопроводности для сечения $z=L$ и количеством тепла, воспринимаемого внутренним концом чехла

$$-\lambda S\left(\frac{dt}{dz}\right)_{z=L} = \alpha\frac{\pi d^2}{4}(\Delta t)_{z=L}$$

При этом

$$(\Delta t)_{z=L} = C_1 e^{mL} + C_2 e^{-mL}$$

и

$$\left(\frac{dt}{dz}\right)_{z=L} = \left(\frac{d\,\Delta t}{dz}\right)_{z=L} = C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}$$

Поэтому второе уравнение для определения постоянных интегрирования имеет вид:

$$-\lambda S\left(C_1 m e^{mL} - C_2 m e^{-mL}\right) = \alpha\frac{\pi d^2}{4}\left(C_1 e^{mL} + C_2 e^{-mL}\right)$$

Таким образом, получаем следующие значения постоянных C_1 и C_2

$$C_1 = \frac{\Delta t_0}{1+\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}$$

и

$$C_2 = \frac{\Delta t_0\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}{1+\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}$$

где

$$B = m\frac{4\lambda S}{\pi\alpha d^2}$$

Следовательно, разность температур на внутреннем торце чехла $(z=L)$ составляет

$$(\Delta t)_{z=L} = \frac{\Delta t_0}{1+\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}e^{mL} + \frac{\Delta t_0\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}{1+\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}e^{-mL} =$$

$$= \Delta t_0 e^{mL}\frac{1+\frac{B+1}{B-1}}{1+\frac{B+1}{B-1}e^{2mL}}$$

Вычислим значения m и B

$$S = \frac{\pi}{4}\left[d^2-(d-2\delta)^2\right]$$

$$m = \sqrt{\frac{\alpha\pi d}{\lambda\frac{\pi}{4}\left[d^2-(d-2\delta)^2\right]}} = \sqrt{\frac{4\cdot 8\cdot 0{,}008}{45\cdot 0{,}48\cdot 10^{-4}}} = 10{,}9\ м^{-1}$$

$$B = m\frac{\lambda}{\alpha}\cdot\frac{d^2-(d-2\delta)^2}{d^2} = 10{,}9\,\frac{45}{8}\cdot\frac{48}{64} = 46$$

После подстановки числовых значений m и B получим

$$(\Delta t)_{z=L} = (100-t_г)\,e^{10{,}9\cdot 0{,}15}\,\frac{1+\frac{46+1}{46-1}}{1+\frac{46+1}{46-1}e^{2\cdot 10{,}9\cdot 0{,}15}} = 400 - t_г$$

Отсюда

$$t_г = 576^\circ\,C$$

Из приведенных расчетов видио, что температура, показываемая термопарой, на 176° С ниже действительной температуры газа. Для уменьшения возможной ошибки рекомендуется тепловая изоляция трубопровода, чтобы температура его стенок была по возможности ближе к температуре газа; изготовление чехла для термопар из материала малой теплопроводности, а также обеспечение высокого коэффициента теплоотдачи от газа к термопаре. Необходимо также, чтобы стенки чехла были как можно тоньше.

Пример VI.20. Определить тепловые потери за счет конвекции и излучения для паропровода с наружным диаметром $d = 0{,}2$ *м*. Температура насыщенного пара $t_п = 280^\circ$ С, температура окружающей среды $t_в = 25^\circ$ С; степень черноты материала трубопровода $\varepsilon = 0{,}8$.

Решение. Термическими сопротивлениями пограничного слоя пара у стенки и самой стенки паропровода пренебрегаем. Таким образом, удельные потери тепла (на 1 *м* паропровода) составят

$$\frac{Q_п}{l} = \pi d\left(\alpha_{конв} + \alpha_{из}\right)\Delta t$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией $\alpha_{конв}$ определяем по формуле (VI.42), предварительно произведя необходимые расчеты.

Критерий Грасгофа

$$Gr = gl^3\left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2\beta\,\Delta t$$

Критерий Прандтля

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda}$$

Физические свойства воздуха находим при средней температуре $t_{ср}$ по формуле (VI.19)

$$t_{ср} = \frac{280+25}{2} = 152{,}5^\circ\,C$$

Плотность $\rho = 0{,}803$ *кг/м³*
динамическая вязкость $\mu = 2{,}43\cdot 10^{-6}$ *кгс · сек/м²* $= 2{,}38\cdot 10^{-5}$ *н · сек/м²*
теплопроводность $\lambda = 2{,}92\cdot 10^{-2}$ *ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹* $= 3{,}4\cdot 10^{-2}$ *вт/(м · град)*
удельная теплоемкость $c_p = 0{,}246$ *ккал/(кг · град)* $= 1{,}03\cdot 10^3$ *дж/(кг · град)*
коэффициент объемного расширения можно принять $\beta = \frac{1}{273}$
разность температур $\Delta t = 280 - 25 = 255^\circ$ С
Определяющим размером в критерии Грасгофа является диаметр трубопровода

$$Gr = 9{,}81\cdot 0{,}2^3\left(\frac{0{,}803}{2{,}38\cdot 10^{-5}}\right)^2\frac{255}{273} = 8{,}35\cdot 10^7$$

$$Pr = \frac{2{,}38\cdot 10^{-5}\cdot 1{,}03\cdot 10^3}{3{,}4\cdot 10^{-2}} = 0{,}722$$

Произведение $GrPr = 8,35 \cdot 10^7 \cdot 0,722 = 6,03 \cdot 10^7$.

Так как $GrPr < 10^8$, применяем уравнение (VI.42) в виде

$$Nu = 0,56\,(GrPr)^{1/4} = 0,56\,(6,03 \cdot 10^7)^{1/4} = 49,4$$

Поскольку

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

то

$$\alpha_{конв} = \frac{49,4 \cdot 3,4 \cdot 10^{-2}}{0,2} = 8,4 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением находим на основе уравнений (VI.77) и (VI.67)

$$\alpha_{из} = C_0 \frac{\varepsilon\left[\left(\frac{T_п}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_в}{100}\right)^4\right]}{T_п - T_в} =$$

$$= \frac{5,68 \cdot 0,8\left[\left(\frac{280+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{25+273}{100}\right)^4\right]}{280-25} = 15,4 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Следовательно, потери тепла на 1 *м* паропровода составят

$$\frac{Q_п}{l} = \pi \cdot 0,2\,(8,4 + 15,4)\,(280 - 25) = 3810 \text{ вт/м}$$

Пример VI.21. Определить потери тепла на 1 *м* горизонтального паропровода диаметром 60/52,5 *мм*. Паропровод покрыт слоем изоляции толщиной 40 *мм* [$\lambda_{из} = 0,8$ *вт/(м·град)*]. Температура насыщенного пара $t_п = 220°$ С, температура окружающей среды $t_в = 20°$ С; степень черноты изоляции $\varepsilon = 0,8$.

Решение. 1) Если пренебречь термическими сопротивлениями пограничного слоя пара у стенки трубы и самой стенки, то формула (VI.79) принимает вид

$$\frac{Q_п}{l} = \frac{2\pi\,(t_п - t_в)}{\frac{\delta_{из}}{\lambda_{из} r_{ср,\,из}} + \frac{1}{\alpha_н r_и}}$$

Среднелогарифмический радиус слоя изоляции

$$r_{ср.\,из} = \frac{0,03 + \delta_{из} - 0,03}{\ln\frac{0,03+\delta_{из}}{0,03}} = \frac{0,04}{2,3\lg\frac{0,07}{0,03}} = 0,0473 \text{ м}$$

Наружный радиус слоя изоляции $r_н = 0,03 + \delta_{из} = 0,07$ *м*.

Коэффициент теплоотдачи (излучением и конвекцией)

$$\alpha_н = \alpha_{из} + \alpha_{конв}$$

Для определения коэффициентов теплоотдачи конвекцией $\alpha_{конв}$ и излучением $\alpha_{из}$ необходимо знать температуру наружной поверхности изоляции. Принимаем $t_{ст} = 120°$ С, причем в дальнейшем она должна быть проверена.

Чтобы установить, какой формулой в табл. VI-3 следует пользоваться для определения $\alpha_{конв}$, вычисляем сначала произведение $l^3\Delta t$, где l — диаметр изолированного трубопровода, Δt — разность температур наружной стенки паропровода и воздуха

$$l^3\,\Delta t = 0,14^3\,(120 - 20) = 0,274 \text{ м}^3 \cdot \text{град}$$

Так как значение $l^3\Delta t$ меньше критического значения, равного 2 *м³·град*, пользуемся формулой

$$\alpha_{конв} = 1,17\left(\frac{\Delta t}{d_н}\right)^{1/4} = 1,17\left(\frac{120-20}{0,14}\right)^{1/4} = 6,03 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением определяем по формуле (VI.77)

$$\alpha_{из} = \frac{Q_{из}}{F\,\Delta t}$$

где по формуле (VI.67)

$$Q_{из} = C_0 F\left[\left(\frac{T_{ст}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_в}{100}\right)^4\right]\varepsilon$$

Подставив числовые значения, получим

$$\alpha_{из} = \frac{5,68\left[\left(\frac{120+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20+273}{100}\right)^4\right]}{120-20} = 7,6 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Следовательно, $\alpha_н = 6,03 + 7,6 = 13,63$ *вт/(м²·град)* и

$$\frac{Q_п}{l} = \frac{2\pi\,(220-20)}{\frac{0,04}{0,8 \cdot 0,0473} + \frac{1}{13,63 \cdot 0,07}} = 597 \text{ вт/м}$$

Проверим теперь температуру стенки, используя уравнение

$$\frac{Q_п}{l} = 2\pi r_н\,(\alpha_{конв} + \alpha_{из})\,(t_{ст} - t_в)$$

Отсюда

$$t_{ст} = t_в + \frac{Q_п/l}{2\pi r_и\,(\alpha_{из} + \alpha_{конв})} = 20 + \frac{597}{2\pi \cdot 0,07 \cdot 13,63} = 120°\text{ С}$$

Полученное значение температуры наружного слоя изоляции соответствует принятому в начале расчета.

2) Если коэффициенты теплоотдачи можно выразить как функции неизвестной температуры стенки, то более надежно определить сначала эту температуру.

Составим уравнение, выражающее равенство количеств тепла, прошедшего через стенку и переданного стенкой окружающей среде

$$\frac{Q_п}{l} = 2\pi r_{ср,\,из}\frac{\lambda_{из}}{\delta_{из}}\,(t_п - t_{ст}) = 2\pi r_н\,(\alpha_{конв} + \alpha_{из})\,(t_{ст} - t_в) \qquad (A)$$

где, согласно данным, приведенным в табл. VI-3

$$\alpha_{конв} = 1,17\left(\frac{t_{ст} - t_в}{2r_н}\right)^{1/4}$$

и в соответствии с уравнениями (VI.77) и (VI.67)

$$\alpha_{из} = \frac{c_0\varepsilon\left[\left(\frac{t_{ст}+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{t_в+273}{100}\right)^4\right]}{t_{ст} - t_в}$$

Подставив выражения для $\alpha_{конв}$ и $\alpha_{из}$ в уравнение (A), получим

$$\frac{Q_п}{l} = 2\pi \cdot 0,0473\,\frac{0,8}{0,04}\,(220 - t_{ст}) =$$

$$= 2\pi \cdot 0,07\left\{1,17\left(\frac{t_{ст}-20}{0,14}\right)^{1/4}(t_{ст} - 20) + 5,68 \cdot 0,8\left[\left(\frac{t_{ст}+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{293}{100}\right)^4\right]\right\}$$

или

$$\frac{Q_п}{l} = Q_1(t_{ст}) = Q_2(t_{ст})$$

Решаем это уравнение графически (рис. VI-9) путем построения кривых $Q_1(t_{ст})$ и $Q_2(t_{ст})$ и нахождения точки их пересечения. В результате получаем $Q_п = 595$ *вт/м* и $t_{ст} = 120°$ С.

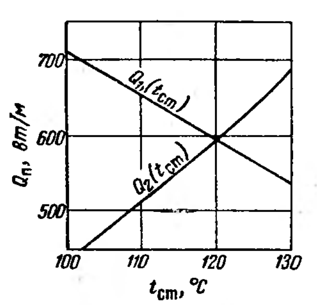


Рис. VI-9. Графическое определение потерь тепла $Q_п$ в окружающую среду.

Пример VI.22. Определить, во сколько раз уменьшатся тепловые потери в условиях примера VI. 20, если экранировать паропровод. Диаметр экрана $D = 0,3$ *м*, степень его черноты $\varepsilon' = 0,5$. Для уменьшения тепловых потерь и ограничения конвекционных токов воздуха пространство между экраном и паропроводом делается замкнутым.

Решение. Составим тепловой баланс экрана. Тепло, воспринимаемое экраном от трубопровода (излучением и конвекцией), передается окружающей среде

$$Q_{из} + Q_{конв} = Q'_{из} + Q'_{конв} \tag{1}$$

Теплообмен излучением между паропроводом и экраном определяется выражением (VI.67)

$$Q_{из} = F_1 C_0 \left[\left(\frac{T_п}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_э}{100}\right)^4\right] \Phi_{1,2}$$

в котором фактор формы $\Phi_{1,2}$, согласно уравнению (VI. 70), составляет

$$\Phi_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon} + \frac{\pi dl}{\pi Dl}\left(\frac{1}{\varepsilon'} - 1\right)} = \frac{1}{\frac{1}{0,8} + \frac{0,2}{0,3}\left(\frac{1}{0,5} - 1\right)} = 0,523$$

Следовательно

$$Q_{из} = \pi \cdot 0,2l \cdot 5,68\left[\left(\frac{280+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{t_э+273}{100}\right)^4\right] 0,523 \tag{2}$$

где температура экрана $t_э$ неизвестна.

Тепло, переданное конвекцией, в случае неподвижных газов определяется по формуле (VI. 12)

$$Q_{конв} = \frac{\lambda_{экв}}{\delta} F_{ср}\,\Delta t$$

причем эквивалентная теплопроводность $\lambda_{экв}$, согласно формуле (VI. 43), составляет

$$\lambda_{экв} = 0,11\lambda\,(GrPr)^{0,29}$$

Значения физических параметров, входящих в произведение GrPr, берем из примера VI. 20. Подставив λ и $\frac{GrPr}{255}$ (255° С — значение Δt в примере VI. 20) в предыдущее выражение, получим

$$\lambda_{экв} = 0,11 \cdot 3,4 \cdot 10^{-2}\,(2,36 \cdot 10^5\,\Delta t)^{0,29} = 0,134\,(280 - t_э)^{0,29}\ вт/(м \cdot град)$$

Толщина слоя воздуха

$$\delta = \frac{D-d}{2} = \frac{0,3-0,2}{2} = 0,05\ м$$

Средняя площадь

$$F_{ср} = \pi\frac{D-d}{\ln\frac{D}{d}}l = 0,775l\ м^2$$

Следовательно, тепло, переданное экрану путем конвекции, составляет

$$Q_{конв} = \frac{0,134\,(280-t_э)^{0,29}}{0,05}\,0,775l\,(280-t_э) = 2,1l\,(280-t_э)^{1,29} \tag{3}$$

Тепло, отданное экраном окружающей среде вследствие излучения

$$Q'_{из} = F_2 C_0\left[\left(\frac{T_э}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_в}{100}\right)^4\right]\varepsilon' =$$

$$= \pi \cdot 0,3l\,5,68\left[\left(\frac{t_э+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{25+273}{100}\right)^4\right]0,5 = 2,68\left[\left(\frac{t_э+273}{100}\right)^4 - 2,98^4\right] \tag{4}$$

Тепло, отданное экраном окружающей среде путем конвекции

$$Q'_{конв} = \alpha\pi\,Dl\,(t_э - t_в)$$

Коэффициент теплоотдачи находим по упрощенному уравнению

$$\alpha = 1,17\left(\frac{\Delta t}{D}\right)^{1/4} = 1,17\left(\frac{t_э-25}{0,3}\right)^{1/4} = 1,58\,(t_э-25)^{1/4}$$

Таким образом

$$Q'_{конв} = 1,58\,(t_э-25)^{1/4}\,\pi \cdot 0,3l\,(t_э-25) = 1,49l\,(t_э-25)^{1,25} \tag{5}$$

Подставляем в уравнение (1) величины, выражаемые равенствами (2), (3), (4) и (5), и получаем выражение для определения тепловых потерь

$$\frac{Q_п}{l} = 1,87\left[5,53^4 - \left(\frac{t_э+273}{100}\right)^4\right] + 2,1\,(280-t_э)^{1,29} =$$

$$= 2,68\left[\left(\frac{t_э+273}{100}\right)^4 - 2,98^4\right] + 1,49\,(t_э-25)^{1,25}$$

Графическое решение этого уравнения дано в примере I. 12, приведенном в I главе. В результате получаем $Q_п/l = 1695$ *вт/м*; температура экрана $t_э = 183,3°$ С. Следовательно, потери тепла при экранировании уменьшились в 2,25 раза.

Пример VI. 23. Определить максимальную величину тока, который можно пропускать через нихромовую проволоку диаметром $d = 0,2$ *мм* с тем, чтобы ее температура не превышала 800° С. Температура окружающей среды $t_в = 20°$ С; удельное электрическое сопротивление проволоки $\rho = 1,16$ *ом·мм²/м*; степень черноты проволоки $\varepsilon = 0,85$.

Решение. Джоулево тепло, выделяемое при пропускании тока, должно быть равно теплу, отдаваемому проволокой окружающей среде

$$RI^2 = (\alpha_{конв} + \alpha_{из})\,\pi\,dl\,(t_{пр} - t_в) \tag{1}$$

Электрическое сопротивление 1 *м* проволоки

$$R/l = \rho\Big/\frac{\pi d^2}{4} = 1,16\Big/\frac{\pi \cdot 0,2^2}{4} = 36,9\ ом/м$$

Для определения коэффициента теплоотдачи конвекцией $\alpha_{конв}$ должна быть выбрана соответствующая формула из табл. VI-3. Вычисляем произведение $l^3\Delta t$, принимая в качестве определяющего размера диаметр проволоки d

$$d^3 \Delta t = (2 \cdot 10^{-4})^3 \cdot (800 - 20) < 2 \ м^3 \cdot град$$

Следовательно, формула для расчета $\alpha_{конв}$ следующая:

$$\alpha_{конв} = 1{,}17 \left(\frac{\Delta t}{d}\right)^{1/4} = 1{,}17 \left(\frac{800 - 20}{2 \cdot 10^{-4}}\right)^{1/4} = 52 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

Согласно уравнению (VI. 77), коэффициент теплоотдачи излученнем

$$\alpha_{из} = C_0 \varepsilon \frac{\left(\frac{T_{пр}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_в}{100}\right)^4}{T_{пр} - T_в} =$$

$$= 5{,}68 \cdot 0{,}85 \frac{\left(\frac{800+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20+273}{100}\right)^4}{800 - 20} = 81{,}6 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

Подставив оба коэффициента теплоотдачи в уравнение (1), получим искомую величину тока

$$I = \left[\frac{(\alpha_{конв} + \alpha_{из}) \pi dl (t_{пр} - t_в)}{R/l}\right]^{1/2} =$$

$$= \left[\frac{(52 + 81{,}6) \pi dl \cdot 0{,}2 \cdot 10^{-3} (800 - 20)}{36{,}9}\right]^{1/2} = 1{,}33 a$$

ЗАДАЧИ

Задача VI. 1. Потери тепла в окружающую среду печью со стенкой толщиной $L = 0{,}45$ *м* составляют 15 000 *вт*. Определить температуру наружной стенки печи, если температура ее внутренней стенки равна 1050° С, а средняя теплопроводность составляет 1,2 *вт/(м·град)*. Поверхность стенки равна 8 *м*².

Задача VI. 2. Определить количество тепла, проникающего в холодильную камеру с площадью стен 120 *м*². Стены камеры выполнены из строительного кирпича [толщина $\delta_к = 0{,}25$ *м*; теплопроводность $\lambda_к = 0{,}7$ *вт/(м·град)*] и изолированы слоем пробки толщиной $\delta_п = 0{,}2$ *м* [теплопроводность $\lambda_п = 0{,}07$ *вт/(м·град)*]. Пробка покрыта тонким слоем лака, препятствующего ее увлажнению. Термическое сопротивление лаковой пленки ничтожно мало. Температура внутренней поверхности камеры $t_{вн} = -2°$ С; температура ее наружной поверхности $t_н = 25°$ С.

Задача VI. 3. Определить потери тепла в окружающую среду печью со стенкой толщиной 25 *см*. Температура внутренней и наружной поверхности стенки соответственно равна 500 и 60° С. В рабочем интервале температур зависимость теплопроводности от температуры выражается уравнением

$$\lambda = 0{,}008t - 1{,}2 \cdot 10^{-5} t^2 \ вт/(м \cdot град)$$

Задача VI. 4. Стенка печи состоит из слоя строительного и слоя огнеупорного кирпича равной толщины $\delta_1 = \delta_2 = 0{,}25$ *м*. Определить потери тепла в окружающую среду, если температура внутренней поверхности стенки $t_{вн} = 1000°$ С, а ее наружной поверхности $t_н = 80°$ С. Коэффициенты теплопроводности [в *вт/(м·град)*] строительного и огнеупорного кирпича линейно зависят от температуры:

$$\lambda_1 = 4{,}66 (1 + 1{,}28 \cdot 10^{-3} t) \quad \text{для строительного кирпича}$$

$$\lambda_2 = 4{,}27 (1 + 0{,}14 \cdot 10^{-3} t) \quad \text{для огнеупорного кирпича}$$

Указание. При выполнении расчета для каждого слоя вводится его средняя теплопроводность $\lambda_{ср} = \lambda_0(1 + \beta t_{ср})$, где $t_{ср}$ — среднеарифметическая температура между крайними температурами слоя.

Задача VI. 5. Теплопроводность стенки печи выражается формулой $\lambda = 0{,}7(1 + 0{,}5 \cdot 10^{-3} t)$ *вт/(м·град)*. Определить зависимость температуры стенки от расстояния x до внутренней поверхности и максимальное отклонение от линейного распределения. Внутренняя температура $t_{вн} = 800°$ С, наружная — $t_н = 120°$ С, толщина стенки $\delta = 0{,}4$ *м*.

Задача VI. 6. Распределение температур в стенке печи в момент времени τ выражается уравнением

$$t = 900 - 300x - 50x^2$$

где t — температура на расстоянии x от внутренней поверхности. Толщина стенки равна 1 *м*; поверхность печи 35 *м*². Определить количество тепла, воспринимаемого и отдаваемого стенкой, а также количество аккумулируемого тепла и изменение температуры во времени.

Теплоемкость материала стенки $c = 0{,}2$ *ккал/(кг·град)*; его плотность $\rho = 2300$ *кг/м*³; теплопроводность $\lambda = 0{,}8$ *вт/(м·град)*.

Задача VI. 7. Распределение температуры в плоской стенке толщиной $\delta = 0{,}1$ *м* выражается уравнением

$$t = 20 + 15x - 2x^2$$

(x — расстояние от поверхности, *см*).

Установить, нагревается или охлаждается стенка.

Задача VI. 8. Определить потери тепла трубопроводом диаметром 200 *мм*, изолированного двумя слоями: 5 *см* огнеупорной изоляции [$\lambda_{ог} = 0{,}18$ *вт/(м·град)*] и 4 *см* асбестовых хлопьев [$\lambda_{из} = 0{,}11$ *вт/(м·град)*]. Температура внутренней и наружной поверхности изоляции соответственно равна 450 и 80° С. Длина трубопровода $L = 120$ *м*.

Задача VI. 9. Определить тепловые потери на 1 *м* металлического трубопровода наружным диаметром $d_н = 0{,}1$ *м*, изолированного шлаковатой. Толщина слоя изоляции составляет 0,075 *м*, ее теплопроводность определяется выражением

$$\lambda = 0{,}064 (1 + 2{,}62 \cdot 10^{-3} t) \ вт/(м \cdot град)$$

Температура наружной поверхности трубопровода $t_н = 30° С$; температура трубы $t_{вн} = 180° С$.

Задача VI. 10. Определить количество тепла, проходящего через стенку полого шара, у которого наружный диаметр $D = 0,8$ *м* и толщина стенки $\delta = 0,3$ *м*. Температура внутренней стенки шара $t_{вн} = 600° С$, а наружная $t_н = 80° С$. Теплопроводность стенки определяется уравнением

$$\lambda = 1,8(1 + 0,6 \cdot 10^{-3}t)$$

Указание. При решении следует проинтегрировать уравнение Фурье (VI. 1), подставив в него среднюю теплопроводность и поверхность шара, аналогично тому, как это было сделано для цилиндра в примере VI. 5.

Задача VI. 11. Паропровод (наружный диаметр $d_н = 3$ *см*) должен быть изолирован двумя слоями тепловой изоляции толщиной по 3 *см* каждый. Теплопроводность одного из материалов в 5 раз больше другого. Считая, что внутренняя и наружная температура изоляции фиксирована, установить, в каком порядке следует расположить слои изоляции, а также, во сколько раз увеличатся потери тепла, если не соблюдать такого расположения слоев.

Задача VI. 12. Огнеупорная стенка печи толщиной 0,5 *м*, теплопроводностью 1,4 *вт/(м·град)* нагревается изнутри горячими газами температурой 1200° С. Начальная температура печи 20° С. Через 6 *ч* после начала нагревания термопара, установленная на расстоянии 0,1 *м* от внутренней поверхности, показывает температуру 650° С. Установить, правильны ли показания термопары. Удельная теплоемкость материала стенки $c_с = 900$ *дж/(кг·град)*, а его плотность $\rho = 2800$ *кг/м³*.

Указание. Потерями тепла на холодной стороне пренебречь. Считать, что внутренняя поверхность стенки мгновенно достигает температуры горячих газов.

Задача VI. 13. Стальной шар диаметром 10 *см* и температурой $t_н = 520° С$ погружают для закалки в масло температурой $t_0 = 40° С$. Какая температура в центре шара будет через 1 и 4 *мин* после погружения? Коэффициент теплоотдачи от стали к маслу $\alpha = 400$ *вт/(м²·град)*; плотность стали $\rho = 7700$ *кг/м³*; удельная теплоемкость $c = 544$ *дж/(кг·град)*; теплопроводность $\lambda = 40$ *вт/(м·град)*.

Задача VI. 14. Резиновую пластину толщиной 40 *мм* помещают в печь, где температура газов 200° С. Начальная температура пластины 0° С. Определить:

а) температуру поверхности и центра пластины через 50 *мин* после ввода ее в печь;

б) время вулканизации, необходимое для достижения температуры 180° С в центре пластины.

Коэффициент теплоотдачи от газа $\alpha_г = 14,9$ *вт/(м²·град)*; плотность резины $\rho = 1190$ *кг/м³*, ее теплопроводность $\lambda = 1,73$ *вт/(м·град)*; удельная теплоемкость $c = 1,42 \cdot 10^3$ *дж/(кг·град)*.

Задача VI. 15. Определить время, необходимое для нагревания центра пластины толщиной 30 *мм* до 130° С. Пластина при начальной температуре 20° С помещена под пресс (его температура 140° С). Теплопроводность пластины $\lambda = 0,18$ *вт/(м·град)*; коэффициент температуропроводности $a = 3 \cdot 10^{-4}$ *м²/ч*. Коэффициент теплоотдачи от пресса к поверхности пластины $\alpha = 4000$ *вт/(м²·град)*.

Указание. Использовать метод Гарни — Лури, см. уравнение (VI. 15).

Задача VI. 16. Критерии Грасгофа и Прандтля для жидкости, находящейся в контакте с горизонтальной трубой диаметром 5 *см*, составляют 10 000 и 10 соответственно. Определить тепловые потери за счет естественной конвекции для трубы длиной $l = 80$ *м*. Температура поверхности трубы 80° С, температура жидкости 40° С. Коэффициент теплопроводности жидкости $\lambda = 0,04$ *вт/(м·град)*.

Задача VI. 17. Определить коэффициент теплоотдачи к воде, кипящей в трубках выпарного аппарата, если температура греющей поверхности составляет $t_{ст} = 65° С$; вода кипит при давлении 2500 *н/м²*.

Указание. Воспользоваться уравнением (VI. 61).

Задача VI. 18. Определить коэффициент теплоотдачи от нефти, протекающей по трубе длиной 50 *м* и внутренним диаметром $d_{вн} = 0,5$ *м*. Расход нефти составляет 750 *т/ч*. Значения физических параметров нефти:

плотность $\rho = 900$ *кг/м³*;
удельная теплоемкость $c = 0,45$ *ккал/(кг·град)*;
кинематическая вязкость $\nu = 0,6 \cdot 10^{-4}$ *м²/сек*;
теплопроводность $\lambda = 0,175$ *вт/(м·град)*.

Указание. Использовать формулу (VI. 24), пренебрегая множителем $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$.

Задача VI. 19. Определить значения констант a, m и n в упрощенном уравнении для расчета коэффициента теплоотдачи при течении по трубопроводам воздуха и воды со средней температурой 60° С:

$$\alpha = a\frac{G^m}{d^n},$$

где α — коэффициент теплоотдачи, *вт/(м²·град)*; d — внутренний диаметр трубопровода, *м*; G — массовая скорость, *кг/(м²·сек)*.

Указание. Исходить из уравнения (VI. 23), приняв в нем $n = 1/3$.

Задача VI. 20. Сравнить значение количества тепла, отдаваемого верхней поверхностью пластины размером 120 × 120 *см*, имеющей температуру 120° С, воздуху температурой 25° С [вычислено по общему уравнению (VI. 42)], и значение, найденное по приближенной формуле из табл. VI-3.

Задача VI. 21. Трансформатор погружен в масляную баню диаметром 1 *м* и высотой 1,5 *м*. Определить температуру масла, если

известно, что потери электроэнергии, равные 1,8 *квт*, обусловлены исключительно потерями тепла через наружную поверхность масляной бани за счет свободной конвекции. Температура воздуха 20° С; коэффициент теплоотдачи от масла к стенке бани $\alpha_м = 120$ *вт/(м²·град)*.

Указание. Термическим сопротивлением стенок бани можно пренебречь.

Задача VI. 22. Стенка печи состоит из слоя огнеупорного кирпича теплопроводностью $\lambda_{ог} = 0,7$ *вт/(м·град)* и слоя строительного кирпича $\lambda_с = 1,52$ *вт/(м·град)*. Определить толщину обоих слоев, необходимую для того, чтобы температура на внутренней и наружной сторонах кладки из строительного кирпича не превышала соответственно 400 и 100° С. Температура печных газов 1100° С; коэффициент теплоотдачи от них $\alpha_г = 15$ *вт/(м²·град)*. Температура окружающего воздуха 0° С; коэффициент теплоотдачи к воздуху $\alpha_в = 13,4$ *вт/(м²·град)*.

Задача VI. 23. Определить количество тепла, проходящего через стенки парового котла, если поверхность нагрева котла $F = 24$ *м²*; температура кипящей в котле воды $t_в = 150°$ С; коэффициент теплоотдачи от газов $\alpha_г = 35$ *вт/(м²·град)*, от стенки котла к воде $\alpha_в = 5800$ *вт/(м²·град)*; толщина стенок котла $\delta_с = 10$ *мм*; теплопроводность стенок $\lambda_с = 58$ *вт/(м·град)*. На внутренней стороне котла имеется слой накипи толщиной $\delta_н = 5$ *мм* теплопроводностью $\lambda_н = 0,93$ *вт/(м·град)*; наружная сторона покрыта слоем сажи толщиной $\delta_{сажи} = 1$ *мм* и теплопроводностью $\lambda_{сажи} = 0,093$ *вт/(м·град)*.

Задача VI. 24. Определить потери тепла излучением для стальной трубы с наружным диаметром 0,15 *м* и температурой 300° С, если температура окружающей среды 25° С, а степень черноты трубы $\varepsilon = 0,82$.

Задача VI. 25. Определить количество тепла, передаваемого одним диском другому, если диаметр дисков $D = 1,2$ *м*; расстояние между ними 0,3 *м*; температура дисков $t_1 = 650°$ С и $t_2 = 120°$ С; степень черноты $\varepsilon_1 = 0,85$ и $\varepsilon_2 = 0,6$.

Указание. Геометрический фактор $\varphi_{1,2}$ определить по справочным данным *.

Задача VI. 26. Две излучающие квадратные поверхности со стороной $l = 2$ *м* расположены параллельно на расстоянии 3 *м* одна от другой. Температура поверхностей 800 и 120° С; степень черноты $\varepsilon_1 = 0,8$ и $\varepsilon_2 = 0,9$. Определить, во сколько раз уменьшится теплообмен, если между поверхностями поместить экран тех же размеров, степень черноты которого $\varepsilon_э = 0,3$.

Задача VI. 27. Металлический шар диаметром $d = 10$ *см*, нагретый до 900° С, помещен в сосуд, находящийся под вакуумом; стенки сосуда имеют очень низкую температуру. Определить время,

* См., например, Т. Хоблер, Теплопередача и теплообменники, Госхимиздат, 1961, стр. 482, рис. 6-23.

необходимое для охлаждения шара до 150° С, если степень черноты шара $\varepsilon = 0,6$; плотность $\rho = 8000$ *кг/м³*; удельная теплоемкость $c = 550$ *дж/(кг·град)*.

Указание. Температурное поле внутри шара в любой момент считать однородным.

Задача VI. 28. Определить потери тепла неизолированным горизонтальным трубопроводом, находящимся в воздухе. Наружный диаметр трубопровода $d = 0,3$ *м*; температура его поверхности $t_н = 450°$ С, температура воздуха $t_в = 50°$ С.

Указание. Для определения коэффициента теплоотдачи можно пользоваться как общей формулой (VI. 42), так и упрощенной формулой для воздуха из табл. VI. 3. Следует учитывать также потери тепла излучением ($\varepsilon = 0,8$).

Задача VI. 29. Неизолированный паропровод с наружным диаметром $d = 0,3$ *м* имеет температуру наружной поверхности $t_н = 450°$ С и степень черноты $\varepsilon = 0,8$. Определить: а) потери тепла в окружающую среду за счет излучения и конвекции при температуре окружающего воздуха $t_в = 50°$ С; б) во сколько раз уменьшатся потери тепла, если трубопровод экранировать? Диаметр стального экрана $D = 0,4$ *м*, степень черноты $\varepsilon' = 0,82$, коэффициент теплоотдачи от экрана к окружающему воздуху $\alpha_н = 35$ *вт/(м²·град)*.

Указание. Для упрощения расчетов считать, что экран получает тепло только вследствие лучеиспускания.

Задача VI. 30. Определить: а) ток в проводнике диаметром $d = 3$ *мм* с удельным сопротивлением $\rho = 0,2$ *ом·мм²/м*, если известно, что его температура 90° С, коэффициент теплоотдачи от проводника к воздуху при 20° С равен $\alpha = 15$ *вт/(м²·град)*; б) до какой температуры нагреется проводник (при прочих равных условиях), если он изолирован слоем резины толщиной $\delta_{из} = 5$ *мм* [коэффициент теплопроводности резины $\lambda_{из} = 0,17$ *вт/(м·град)*]; в) во сколько раз нужно уменьшить ток в проводнике, чтобы его температура осталась неизменной $t_{пр} = 90°$ С?

Задача VI. 31. Определить температуру нихромовой проволоки диаметром $d = 1$ *мм*, через которую проходит ток $I = 20$ *а*. Проволока охлаждается окружающей средой при температуре $t_в = 0°$ С путем лучеиспускания и конвекции. Удельное сопротивление и степень черноты проволоки $\rho = 1,1$ *ом·мм²/м* и $\varepsilon = 0,75$.

Указание. Джоулево тепло следует приравнять теплу, отдаваемому поверхностью проволоки окружающей среде путем конвекции и лучеиспускания. Для определения коэффициента теплоотдачи конвекцией использовать уравнение (VI. 42).

Задача VI. 32. Для определения коэффициента теплопроводности неизвестного сплава поставлен следующий опыт. Из сплава был изготовлен тонкий стержень достаточно большой длины. Другой стержень таких же размеров был изготовлен из меди, коэффициент теплопроводности которой известен [$\lambda = 340$ *вт/(м·град)*].

Концы обоих стержней были укреплены в стенке нагретой печи так, что выходящие наружу концы имели одинаковую длину. Оба стержня были покрыты достаточно легкоплавкой смазкой. После установления стационарного режима найдено, что смазка медного стержня расплавилась по длине в 2,8 раза большей, чем смазка на стержне с неизвестным коэффициентом теплопроводности.

Определить приближенное значение теплопроводности сплава.

Указание. Использовать решение дифференциального уравнения, приведенное в примере VI. 20, считая длину стержней бесконечной.

ЛИТЕРАТУРА

Михеев М. А., Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1956.

Михеев М. А., Михеева И. М., Краткий курс теплопередачи, Госэнергоиздат, 1960.

Кутателадзе С. С., Основы теории теплообмена, Машгиз, 1957.

Кутателадзе С. С., Боришанский В. М., Справочник по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1959.

Лыков А. В., Теория теплопроводности, Изд. «Высшая школа», 1967.

Хоблер Т., Теплопередача и теплообменники, пер. с польск., Изд. «Химия», 1961.

Мак-Адамс В. Х., Теплопередача, пер. с англ., Металлургиздат, 1961.

Воскресенский К. Д., Сборник расчетов и задач по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1959.

Краснощеков Е. А., Сукомел А. С., Задачник по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1963.

Глава VII

Расчет теплообменной аппаратуры

В настоящей главе рассмотрены методы расчета различных теплообменников, в том числе выпарных аппаратов и конденсаторов.

РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКОВ ДЛЯ НАГРЕВА ИЛИ ОХЛАЖДЕНИЯ ЖИДКОСТЕЙ И ГАЗОВ

Теплообменники, работающие в стационарном режиме

Процесс теплообмена в стационарном режиме может быть описан следующей системой дифференциальных уравнений

$$dQ = k\,\Delta t\,dF = G_1\,di_1 = \pm G_2\,di_2 \qquad \text{(VII. 1)}$$

где dQ — количество тепла, переданное в единицу времени через поверхность dF, *вт* [*ккал/ч*]; Δt — разность между температурами горячей и холодной жидкостей на элементе поверхности dF, °С; k — коэффициент теплопередачи, *вт/(м²·град)* [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; G_1 — расход нагреваемой жидкости, *кг/сек* [*кг/ч*]; G_2 — расход греющего агента, *кг/сек* [*кг/ч*]; di_1, di_2 — изменения энтальпий обеих жидкостей, соответствующие переходу количества тепла dQ, *дж/кг* [*ккал/кг*].

Расчетные формулы получают интегрированием системы уравнений (VII. 1) при заданных граничных условиях и с учетом зависимостей энтальпии i_1 и i_2, а также коэффициентов теплоотдачи от температуры обеих жидкостей.

Знак при члене G_2di_2 зависит от взаимного направления движения жидкостей. Условимся, что при прямотоке поверхность теплообмена F изменяется от 0 до F для жидкостей 1 и 2, а при противотоке — от F до 0 для жидкости 2 и от 0 до F для жидкости 1.

Расчет поверхности теплообмена теплообменников с плоскими стенками, работающих в стационарном режиме, осуществляется по формуле

$$Q = kF\,\Delta t_{\text{ср}} \qquad \text{(VII. 2)}$$

где Q — количество тепла, переданное в единицу времени через поверхность F, *вт* [*ккал/ч*]; k — коэффициент теплопередачи, определяемый по уравнению (VI. 78), *вт/(м²·град)* [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средний температурный напор, или средняя разность температур, °С.

Для теплообменников с цилиндрическими стенками, образованными из m концентрических слоев, применяется уравнение

$$Q = \frac{2\pi n l\,\Delta t_{\text{ср}}}{\dfrac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum\limits_{i=1}^{i=m}\dfrac{\delta_i}{\lambda_i r_{i,\text{ ср}}} + \dfrac{1}{\alpha_2 r_2}} = k'F\,\Delta t_{\text{ср}} \qquad \text{(VII. 3)}$$

причем

$$\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^{i=m}\frac{\delta_i}{\lambda_i r_{i,\text{ ср}}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2} = \frac{1}{k'r}$$

где l — длина трубы теплообменника, *м*; n — число параллельно работающих труб; α_1, α_2 — коэффициенты теплоотдачи с внутренней и наружной сторон трубы, *вт/(м²·град)* [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; r_1, r_2 — внутренний и наружный радиусы трубы, *м*; δ_i — толщина i-го слоя, *м*; λ_i — теплопроводность i-го слоя, *вт/(м·град)* [*ккал·м⁻¹·ч⁻¹·град⁻¹*]; $r_{i,\text{ ср}}$ — среднелогарифмический радиус i-го слоя (уравнение VI. 12), *м*; k' — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности F, *вт/(м²·град)* [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; $F = 2\pi nrl$ — общая поверхность теплопередачи, к которой относится коэффициент k', *м²*; r — радиус цилиндрической поверхности площадью F/n, *м*.

Обычно коэффициент теплопередачи относят к наружной, внутренней или средней поверхности.

Количество переданного тепла Q определяется из теплового баланса теплообменника

$$Q = G_1\left(i_1'' - i_1'\right) = G_2\left(i_2' - i_2''\right) \qquad \text{(VII. 4)}$$

где i_1', i_2' — начальные энтальпии жидкостей, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i_1'', i_2'' — их конечные энтальпии, *дж/кг* [*ккал/кг*]; G_1, G_2 — расходы нагреваемой и греющей жидкостей, *кг/сек* [*кг/ч*].

Если теплообмен происходит без фазовых или химических превращений, а удельные теплоемкости практически не зависят от

температуры, уравнение (VII. 4) преобразуется к виду

$$Q = G_1c_1\left(t_1'' - t_1'\right) = G_2c_2\left(t_2' - t_2''\right) \qquad \text{(VII. 5)}$$

где c_1, c_2 — удельные теплоемкости жидкостей 1 и 2, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; t_1' — начальная температура нагреваемой жидкости, °С; t_2' — начальная температура охлаждаемой жидкости, °С; t_1'' — конечная температура нагреваемой жидкости, °С; t_2'' — конечная температура охлаждаемой жидкости, °С.

Разность температур изменяется по длине теплообменника по закону

$$\Delta t = \Delta t_0 e^{-mkF} \qquad \text{(VII. 6)}$$

где $\Delta t = t_2 - t_1$ — разность температур жидкостей в различных сечениях теплообменника, *град*; Δt_0 — разность температур на том конце теплообменника, где $F = 0$, *град*; $m = \frac{1}{G_1c_1} \pm \frac{1}{G_2c_2}$ — константа (знак минус соответствует противотоку), *сек · град/дж* [*ч · град/ккал*].

Если одна из жидкостей претерпевает фазовые превращения (кипение, конденсация), то при определении константы m соответствующий расход принимается равным бесконечности.

Средний температурный напор, входящий в уравнения (VII. 2) и (VII. 3), при прямотоке или противотоке определяется как средняя логарифмическая величина

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_F}{\ln \frac{\Delta t_0}{\Delta t_F}} \qquad \text{(VII. 7)}$$

где Δt_0, Δt_F — разности температур жидкостей на обоих концах теплообменника.

При прямотоке $\Delta t_0 = t_2' - t_1'$; $\Delta t_F = t_2'' - t_1''$; при противотоке $\Delta t_0 = t_2'' - t_1'$; $\Delta t_F = t_2' - t_1''$.

Если $(\Delta t_0/\Delta t_F) < 1{,}5$, то вместо среднелогарифмического температурного напора можно использовать среднеарифметический.

На рис. VII - 1 представлено изменение температуры по длине теплообменника при прямотоке и противотоке.

Для многоходовых теплообменников (смешанный ток) или теплообменников с перекрестным током значение среднего температурного напора, вычисленное для противотока, следует умножить на поправочный коэффициент ε (меньший единицы). Значения этого коэффициента находят из графиков, построенных для каждого типа теплообменника, приводимых в справочной литературе *. Выбор поправочного множителя ε зависит от величин отношений P и R

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_2' - t_1'}; \qquad R = \frac{t_2' - t_2''}{t_1'' - t_1'} \qquad \text{(VII. 8)}$$

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 545 (*Прим. ред.*).

При определении коэффициента теплопередачи по уравнению (VI. 78) или (VI. 79) необходимо учитывать отложения накипи и других загрязнений на поверхностях теплообмена. Принимают, что эти отложения образуют твердые слои, параллельные стенкам. Коэффициенты теплопроводности отложений в значительной степени зависят от природы жидкостей. Толщина этих отложений изменяется также со временем. При отсутствии экспериментальных данных для ориентировочной оценки теплопроводности отложений рекомендуется пользоваться Приложением XIII.

Коэффициенты теплоотдачи вычисляют по формулам, приведенным в гл. VI.

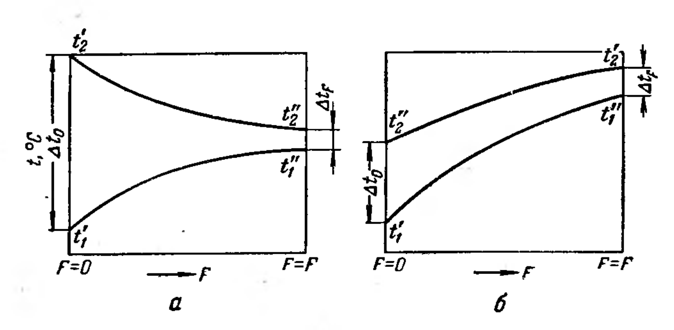


Рис. VII-1. Изменение температуры по длине теплообменника:
а — при прямотоке; *б* — при противотоке.

Для случая *движения жидкости в межтрубном пространстве теплообменников* можно использовать формулу Доноухью

$$\text{Nu} = C\,\text{Re}^{0{,}6}\text{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}}\right)^{0{,}14} \qquad \text{(VII. 9)}$$

где $\text{Nu} = \alpha d/\lambda$ — критерий Нуссельта; $\text{Re} = wd/\nu$ — критерий Рейнольдса; μ — динамическая вязкость жидкости при ее средней температуре; $\mu_{\text{ст}}$ — динамическая вязкость жидкости при температуре стенки; d — наружный диаметр труб, *м*; $C = f(d_{\text{экв}})$ — константа, зависящая от $d_{\text{экв}}$ и конструкции теплообменника; $d_{\text{экв}} = \frac{D_{\text{вн}}^2 - nd^2}{D_{\text{вн}} - nd}$ — эквивалентный диаметр сечения межтрубного пространства, *м*; $D_{\text{вн}}$ — внутренний диаметр кожуха, *м*; n — число труб; $w = Q_{\text{об}}/S_{\text{мин}}$ — скорость в наименьшем сечении (определяется в зависимости от конструкции теплообменника), *м/сек*; $Q_{\text{об}}$ — объемный расход жидкости, *м³/сек*; $S_{\text{мин}}$ — наименьшее сечение потока, *м²*.

Физические свойства жидкости находят при ее средней температуре [см. уравнение (VI. 22)].

Для пучка труб при отсутствии перегородок и при $200 < \text{Re} < 20\,000$

$$C = 1{,}16\ d_{\text{экв}}^{0{,}6}$$

$$S_{\text{мин}} = \frac{\pi\left(D_{\text{вн}}^2 - nd^2\right)}{4}$$

Для теплообменников с сегментными перегородками при $4 < \mathrm{Re} < 50\,000$

$$C = 0{,}24$$

$$S_{мин} = \sqrt{S_{прод} S_{попер}}$$

где $S_{прод}$ — минимальное «продольное» сечение при движении потока вдоль труб (разность между площадью поперечного сечения теплообменника и площадью, занятой сегментной перегородкой, за вычетом площади сечения, занятой n' трубами)

$$S_{прод} = \frac{D_{вн}^2}{4}\left(2\pi \cdot \frac{\varphi}{360} - \sin\varphi\cos\varphi\right) - n'\pi\frac{d^2}{4}$$

$S_{попер}$ — минимальное «поперечное» сечение при движении потока поперек труб между двумя перегородками (рис. VII-2):

$$S_{попер} = l_0 \sum s$$

или

$$S_{попер} = l_0 (D_{вн} - n_D d)$$

n_D — число труб по диагонали наибольшего шестиугольника

$$\varphi = \arccos\frac{D_{вн} - 2h}{D_{вн}} \quad \text{(см. рис. VII-2)}$$

n' — число труб в свободном от перегородки сечении; h — высота сегмента сечения, свободного от перегородки; l_0 — расстояние между перегородками; Σs — сумма просветов между трубами, включая расстояние между крайними трубами и кожухом (см. рис. VII-2).

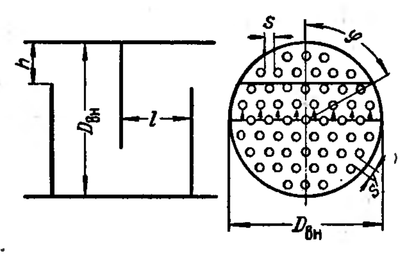


Рис. VII-2. Кожухотрубный теплообменник с сегментными перегородками.

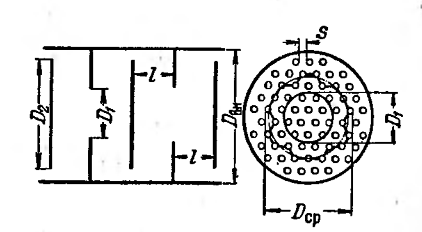


Рис. VII-3. Кожухотрубный теплообменник с дисковыми и кольцевыми перегородками.

Для перегородок, имеющих форму дисков и колец, при $3 < \mathrm{Re} < 20\,000$

$$C = 2{,}08 d_{экв}^{0,6}$$

$$S_{мин} = \sqrt{S'_{прод} S'_{попер}}$$

где $S'_{прод}$ — минимальное среднее продольное сечение, определяемое по формуле

$$S'_{прод} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{D_{вн}^2 - D_1^2 + D_2^2}{2} - m\frac{\pi d^2}{4}$$

m — среднее число труб в свободном сечении; $S'_{попер} = l_0 \Sigma s$ — минимальное поперечное сечение; l_0 — расстояние между перегородками; Σs — сумма просветов между трубами при движении потока поперек оси теплообменника, приходящихся на круг диаметром $D_{ср} = \frac{D_{вн} + D_2}{2}$ (рис. VII-3); D_1 — внутренний диаметр кольцевых перегородок; D_2 — диаметр дисковых перегородок.

Следует иметь в виду, что для уменьшения потерь напора перегородки устанавливаются в теплообменниках так, чтобы соблюдались условия $l \geqslant 0{,}2 D_{вн}$ и $D_{вн}^2 - D_1^2 \approx D_2^2$, а свободное сечение каналов было не менее 15—20% сечения кожуха.

Теплообменники, работающие в нестационарном режиме

Решение задач в общем виде при меняющихся во времени температурных полях сопряжено со значительными математическими трудностями. Здесь рассмотрены лишь два простейших случая.

Температура обеих жидкостей изменяется только во времени (обеспечивается практически полное перемешивание каждого теплоносителя); расчеты проводят по формуле

$$\frac{Q}{\tau} = kF\,\Delta t_{ср} \qquad \text{(VII. 10)}$$

в которой

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_\tau}{\ln\frac{\Delta t_0}{\Delta t_\tau}}$$

где Q — количество тепла, переданное за время τ, *дж*; Δt_0 — разность температур в момент $\tau = 0$, *град*; Δt_τ — разность температур в момент τ, *град*.

Температура одной жидкости меняется во времени, температура второй — как во времени, так и в пространстве (кроме начальной температуры, которая остается постоянной); расчет проводят по формуле

$$\frac{Q'}{\tau} = kF\,\Delta t'_{ср} \qquad \text{(VII. 11)}$$

Здесь

$$\Delta t'_{ср} = \frac{t_{н,1} - t_{к,1}}{\ln\frac{t_{н,1} - t'_2}{t_{к,1} - t'_2}} \cdot \frac{B-1}{B\ln B} \qquad \text{(VII. 12)}$$

причем

$$B = e^{\frac{kF}{G_2 c_2}} = \frac{t_1 - t'_2}{t_1 - t''_2} \qquad \text{(VII. 13)}$$

где G_2 — расход жидкости 2, *кг/сек* [*кг/ч*]; c_2 — ее удельная теплоемкость, *дж/(кг·град)* [*ккал/(кг·град)*]; $t_{н,1}$ — начальная температура жидкости 1, °С; $t_{к,1}$ — ее конечная температура, °С; t'_2 — начальная (постоянная) температура жидкости 2, °С; t''_2 — конечная (переменная) температура этой жидкости, °С.

Индекс 1 относится к жидкости, температура которой изменяется только во времени, а индекс 2 — к жидкости, температура которой меняется как во времени, так и в пространстве.

РАСЧЕТ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Простая (однокорпусная) выпарка

Расчет выпарных аппаратов основан на решении уравнений материального и теплового балансов и уравнений теплопередачи.

Материальный баланс по нелетучему растворенному веществу имеет вид

$$S_0 c_0 = (S_0 - W)\, c_к \qquad \text{(VII. 14)}$$

где S_0 — количество разбавленного исходного раствора, *кг*; c_0 — начальная концентрация растворенного вещества, *кг/кг* раствора; W — количество выпаренного растворителя, *кг/кг* раствора; $c_к$ — конечная концентрация растворенного вещества, *кг/кг* раствора.

Если выпарной аппарат работает в стационарном режиме, то вместо количеств в уравнение (VII. 14) подставляют расходы раствора и испаряемого растворителя.

Тепловой баланс определяется уравнением

$$Q = D_0\left(i_0'' - i_0'\right) = \left(S_0 - W\right) i_к - S_0 i_0 + W i'' + Q_п \qquad \text{(VII. 15)}$$

где Q — количество переданного тепла, *дж* [*ккал*]; D_0 — количество греющего агента, *кг*; i_0'' — начальная энтальпия греющего агента, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i_0 — энтальпия исходного раствора, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i_0' — конечная энтальпия греющего агента, *дж/кг* [*ккал/кг*]; $i_к$ — энтальпия упаренного раствора, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i'' — энтальпия образующегося вторичного пара, *дж/кг* [*ккал/кг*]; $Q_п$ — потери тепла в окружающую среду, *дж* [*ккал*].

Если выпарной аппарат работает непрерывно, то, так же как и в материальном балансе, вместо количеств в уравнение (VII. 15) следует подставить расходы.

Если температура кипения раствора выше температуры кипения растворителя, энтальпия i'' соответствует перегретому пару. Однако в большинстве случаев для упрощения принимают, что i'' равно энтальпии насыщенного пара при давлении кипения.

Если греющим агентом является насыщенный водяной пар, а теплом, расходуемым на концентрирование (теплотой дегидратации), и потерями в окружающую среду можно пренебречь, то уравнение теплового баланса примет вид

$$Q = D_0 r_0 = S_0\,(c_к t_к - c_0 t_0) + W\,(i'' - c_к t_к) \qquad \text{(VII. 16)}$$

где c_0, $c_к$ — удельная теплоемкость исходного и упаренного растворов соответственно, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; t_0 — температура исходного раствора, °С; $t_к$ — температура кипения упаренного раствора, °С.

Расчет поверхности теплообмена выпарных аппаратов основан на использовании уравнения (VII. 2)

$$Q = \frac{dQ'}{d\tau} = kF\,\Delta t_{ср}$$

или уравнения (VII. 3) — если поверхность теплообмена имеет форму цилиндра. В этих уравнениях $\Delta t_{ср}$ представляет собой среднюю разность между температурой греющего агента и температурой кипения раствора $t_к$

$$\Delta t_{ср} = (t - t_к)_{ср} \qquad \text{(VII. 17)}$$

При этом, если греющий агент не претерпевает фазовых превращений (температура t является переменной), средний температурный напор $\Delta t_{ср}$ определяют по формуле (VII. 7), считая, что Δt_0 и Δt_F — значения температурного напора $(t - t_к)$ на обоих концах выпарного аппарата.

Если же греющим агентом является насыщенный водяной пар, то средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = t - t_{ср,\,к} \qquad \text{(VII. 18)}$$

где t — постоянная температура конденсации пара; $t_{ср,\,к}$ — средняя температура кипения жидкости при среднем давлении в выпарном аппарате $p_{ср}$, °С.

Среднее давление определяется по уравнению (VII. 24),

Температура кипения жидкости соответствует условию равенства давления ее паров внешнему давлению. Она зависит от давления и состава жидкости.

Для чистых жидкостей температуру кипения, зависящую только от давления, можно определить на основании экспериментальных данных (таблиц, диаграмм), приводимых в справочниках, или уравнений зависимости давления паров от температуры (см. гл. VIII).

Если экспериментальных данных недостаточно, можно воспользоваться методом Дюринга. Для этого необходимо знать температуру кипения рабочей жидкости при двух различных давлениях, а также зависимость температуры кипения от давления для какой-нибудь жидкости, принимаемой в качестве стандартной. Уравнение Дюринга имеет вид

$$\frac{t_к - t_{к,\,1}}{t_к' - t_{к,\,1}'} = К = \frac{t_{к,\,2} - t_{к,\,1}}{t_{к,\,2}' - t_{к,\,1}'} \qquad \text{(VII. 19)}$$

где $t_к$ — искомая температура кипения при давлении p; $t_к'$ — температура кипения стандартной жидкости при том же давлении p; $t_{к,\,1}$, $t_{к,\,2}$ — температуры кипения рабочей жидкости при давлениях p_1 и p_2; $t_{к,\,1}'$, $t_{к,\,2}'$ — температуры кипения стандартной жидкости при тех же давлениях p_1 и p_2.

Единое уравнение для определения давления паров жидкостей предложено Брату

$$\lg(\pi + 1) = 0{,}3010^{0{,}935} \qquad \text{(VII. 20)}$$

здесь

$$\pi = \frac{\lg(p/p_{кр})}{\lg(p_н/p_{кр})}$$

$$\theta = \frac{\lg(T_к/T_{кр})}{\lg(T_н/T_{кр})}$$

где $T_к$ — абсолютная температура кипения при давлении p, °K; $T_н$ — абсолютная температура кипения при нормальном давлении $p_н$, °K; $T_{кр}$ — критическая температура, °K; $p_{кр}$ — критическое давление.

При известном критическом давлении уравнение (VII.20) позволяет определять температуру кипения различных жидкостей при $p > 0,1$ *ат* с ошибкой не более 5%.

Определение температуры кипения жидких смесей рассмотрено в гл. VIII.

Температуру кипения растворов твердых веществ, зависящую от концентрации и давления, определяют по опытным данным, обобщенным в виде графиков и таблиц в справочной литературе.

Для малых концентраций приращение температуры кипения при нормальном давлении пропорционально моляльной концентрации

$$\Delta t_c = CM \quad \text{(VII.21)}$$

где $\Delta t_c = t_к - t_{к,0}$ — приращение температуры кипения в присутствии растворенных веществ, °C; $t_{к,0}$ — температура кипения растворителя, °C; M — количество молей на 1000 *г* чистого растворителя; C — эбулиоскопическая константа, зависящая от природы растворителя. Ее значения для некоторых растворителей приведены в табл. VII-1.

Таблица VII-1. **Значение эбулиоскопической константы для различных растворителей**

Растворитель	Константа C, *град·л/моль*	Растворитель	Константа C, *град·л/моль*
Аммиак	0,34	Бензол	2,57
Вода	0,511	Фенол	3,60
Этиловый спирт	1,20	Анилин	3,69

При больших концентрациях ($M > 0,5$ *моль/л*) следует пользоваться экспериментальными данными.

Температуру кипения раствора данной концентрации при различных давлениях можно определить по методу Дюринга (уравнение VII.19), если известны две экспериментальные точки; при этом в качестве стандартной жидкости выбирают чистый растворитель.

Если известна лишь одна экспериментальная точка, можно воспользоваться правилом Бабо

$$p/p_п = K \quad \text{(VII.22)}$$

где p — давление кипения; $p_п$ — давление насыщенных паров растворителя при температуре кипения раствора; K — константа, определяемая опытным путем.

Температуру кипения растворов при различных давлениях можно определить и по приближенному уравнению Тищенко, если известна температура кипения раствора той же концентрации при нормальном давлении

$$\Delta t_c = (\Delta t_c)_н \left(\frac{T}{T_н}\right)^2 \frac{r_н}{r} \quad \text{(VII.23)}$$

где Δt_c — повышение температуры кипения в присутствии растворенного вещества при любом давлении; $(\Delta t_c)_н$ — повышение температуры кипения при нормальном атмосферном давлении; T — температура кипения чистого растворителя при давлении кипения раствора, °K; $T_н$ — температура кипения чистого растворителя при нормальном атмосферном давлении, °K; $r_н$ — теплота парообразования растворителя при атмосферном давлении; r — теплота парообразования растворителя при давлении кипения раствора.

Температура кипения изменяется с высотой слоя жидкости благодаря гидростатическому эффекту. Поэтому среднюю температуру кипения в слое $t_{ср,к}$ определяют при среднем давлении $p_{ср}$

$$p_{ср} = p + H_{ср}\rho_{ср}g \quad \text{(VII.24)}$$

где p — давление у поверхности жидкости, *н/м²*; $H_{ср}$ — разность между верхним уровнем жидкости в выпарном аппарате и средним уровнем по отношению к поверхности теплообмена, смоченной жидкостью, *м*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; $\rho_{ср}$ — средняя плотность кипящей жидкости, *кг/м³*.

Из-за наличия в кипящей жидкости пузырьков пара плотность $\rho_{ср}$ меньше плотности ρ жидкости, причем их отношение зависит от интенсивности кипения. При отсутствии экспериментальных данных приближенно можно считать $\rho_{ср}/\rho = 0,5 \div 0,6$.

Повышение температуры кипения вследствие гидростатического эффекта составляет

$$\Delta t_г = t_{ср,к} - t_к \quad \text{(VII.25)}$$

где $t_{ср,к}$ — температура кипения жидкости (раствора) при давлении $p_{ср}$, °C; $t_к$ — температура кипения жидкости при давлении p у поверхности жидкости, °C.

Многокорпусная выпарка

Для расчета многокорпусной выпарки составляется система из $(4N - 1)$ уравнений (N — число корпусов выпарной установки); решается эта система методом последовательных приближений. В число $(4N - 1)$ уравнений системы входят N уравнений материального баланса, N уравнений теплового баланса и N уравнений теплопередачи, а также $(N - 1)$ дополнительных условий (соотношения между поверхностями теплообмена, расходами и давлениями в точках отбора пара и т. д.).

При написании уравнений корпуса нумеруют от 1 до N в направлении движения пара. Наиболее часто раствор движется в том же направлении (прямоток). Для противотока или смешанного тока следует изменить индексы параметров, соответствующих раствору, согласно схеме его циркуляции.

Материальный баланс n-ого корпуса по нелетучему растворенному веществу

$$S_{n-1}c_{n-1} = S_nc_n = (S_{n-1} - W_n)\,c_n \quad \text{(VII.26)}$$

где S_{n-1} — расход раствора, поступающего из $(n-1)$-го корпуса, *кг/сек*; S_n — расход раствора, покидающего n-ый корпус, *кг/сек*; W_n — количество вторичного пара, образующегося в n-ом корпусе, *кг/сек*: c_{n-1}, c_n — концентрация растворов в $(n-1)$-ом и n-ом корпусах, *кг/кг*.

Для большинства конструкций выпарных аппаратов характерно интенсивное перемешивание, поэтому можно считать, что концентрация раствора во всем аппарате практически равна его концентрации на выходе.

Тепловой баланс n-го корпуса

$$Q_n = (W_{n-1} - E_{n-1}) r_{n-1} = S_{n-1}(i_n - i_{n-1}) + W_n (i''_n - i_n) \qquad \text{(VII. 27)}$$

где Q_n — количество тепла, переданного в единицу времени в n-ом корпусе, *вт*; W_{n-1} — количество вторичного пара, образующегося в $(n-1)$-ом корпусе, *кг/сек*; E_{n-1} — расход экстра-пара, отбираемого после $(n-1)$-го корпуса, *кг/сек*; r_{n-1} — теплота парообразования, соответствующая давлению пара в $(n-1)$-ом корпусе, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i_{n-1}, i_n — энтальпия растворов в $(n-1)$-ом и n-ом корпусах, *дж/кг* [*ккал/кг*]; i''_n — энтальпия вторичного пара, образующегося в n-ом корпусе, *дж/кг* [*ккал/кг*].

Уравнение теплопередачи n-го корпуса

$$Q_n = k_n F_n (t'_{n-1} - t_{\text{ср}, n}) \qquad \text{(VII. 28)}$$

где k_n — коэффициент теплопередачи (см. гл. VI); F_n — средняя поверхность теплообмена n-го корпуса; t'_{n-1} — температура пара, образующегося в $(n-1)$-ом корпусе (температура насыщенного пара, соответствующая давлению кипения); $t_{\text{ср}, n}$ — средняя температура кипения раствора в n-ом корпусе.

При составлении уравнений (VII. 27) и (VII. 28) не учтены потери тепла в окружающую среду. Для упрощения также принято, что i'' соответствует насыщенному, а не перегретому пару.

Наиболее часто принимаемое при расчетах дополнительное условие состоит в равенстве поверхностей теплообмена всех корпусов:

$$F_1 = F_2 = \ldots = F_n = \ldots = F_N \qquad \text{(VII. 29)}$$

Реже ставится условие, чтобы суммарная поверхность теплообмена всех корпусов была минимальной. После некоторых преобразований это условие приводит к соотношению

$$\frac{t'_{n-1} - t_{\text{ср}, 1}}{t'_n - t_{\text{ср}, n+1}} = \sqrt{\frac{Q_n}{k_n} : \frac{Q_{n+1}}{k_{n+1}}} \qquad \text{(VII. 30)}$$

Последнее условие чаще всего не обеспечивает большей экономичности, чем условие равенства поверхностей, так как изготовление и эксплуатация отдельных корпусов различной поверхности требуют больших трудовых затрат.

Принятие дополнительных условий, связанных с характеристикой и количествами отбираемого в различных точках пара, которые определяются исходя из конкретных местных условий, требует отказа от расчета по соотношению между поверхностями теплообмена корпусов за исключением случаев, когда задается только расход отбираемого пара.

РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРОВ

Поверхностные конденсаторы

По конструкции поверхностные конденсаторы чаще всего не отличаются от обычных теплообменников. Тепловой расчет этих аппаратов обычно не представляет специальной задачи, за исключением случаев конденсации смеси паров, когда температура конденсации и состав пара изменяются в процессе конденсации.

Расчет поверхностных конденсаторов для чистых паров совпадает с расчетом теплообменников. Вследствие того что температура конденсации паров остается постоянной по всей поверхности теплообмена, средний температурный напор $\Delta t_{\text{ср}}$ (уравнение VII. 7) не зависит от относительного направления движения теплоносителей (прямоток, противоток, смешанный или перекрестный ток).

Расчет конденсаторов для смесей паров. В результате селективной конденсации (сначала конденсируются менее летучие компоненты) состав пара, а также температура конденсации изменяются по длине конденсатора, что усложняет расчет.

Температура пара изменяется в таком процессе от начальной температуры конденсации $t_{\text{конд}}$ (точки росы) до температуры кипения $t_{\text{кип}}$ жидкости, состав которой соответствует составу пара в начале конденсации (последняя порция конденсируемого пара находится в равновесии с жидкостью, образующейся при конденсации всего количества пара).

Для идеальных смесей начальная температура конденсации удовлетворяет соотношению

$$\sum_{i=1}^{i=n} \frac{p y_i}{P_i} = 1 \qquad \text{(VII. 31)}$$

где n — число компонентов; p — общее давление, при котором происходит конденсация; P_i — давление паров i-го компонента при температуре $t_{\text{конд}}$; y_i — мольная доля i-го компонента в паре в начале конденсации.

Температура конденсации $t_{\text{конд}}$ определяется на основании соотношения (VII. 31) методом последовательных приближений или графическим методом (см. пример VII. 26).

Состав полученного конденсата находят из соотношения

$$x_i = p y_i / P \qquad \text{(VII. 32)}$$

(см. также гл. VIII).

Аналогично $t_{\text{кип}}$ — температура кипения, при которой удовлетворяется соотношение

$$p = \sum_{i=1}^{i=n} P_i y_i \qquad \text{(VII. 33)}$$

Для расчета потребной поверхности теплообмена может быть рекомендован упрощенный метод, позволяющий получить надежный

результат, благодаря тому что при определении поверхности конденсатора ошибка всегда оказывается положительной.

Расчет поверхности теплообмена проводят по формуле (VII. 2) или (VII. 3).

Количество переданного тепла определяется из теплового баланса

$$Q=\sum_{i=1}^{i=n} Gy_i\left(i_i''-i_i'\right)=G_1c_1\left(t_i''-t_i'\right) \qquad \text{(VII. 34)}$$

где G — общий расход пара, *моль/сек*; y_i — мольная доля i-го компонента в исходной смеси; i_i'' — энтальпия i-го компонента в паровой фазе при температуре конденсации $t_{конд}$, *дж/моль* [*ккал/моль*]; i_i' — энтальпия i-го компонента в жидкой фазе при температуре кипения $t_{кип}$, *дж/моль* [*ккал/моль*]; G_1 — расход охлаждающего агента, *кг/сек* [*кг/ч*]; c_1 — удельная теплоемкость охлаждающего агента, *дж/(кг·град)* [*ккал/(кг·град)*]; t_1' — начальная температура охлаждающего агента, °С; t_1'' — конечная температура охлаждающего агента, °С.

Коэффициент теплопередачи определяется так же, как и при расчете обычных теплообменников, причем коэффициент теплоотдачи конденсирующихся паров находят при средних температуре и составе. Когда параметры пара очень сильно изменяются по длине конденсатора, рекомендуется определять коэффициент теплоотдачи на обоих концах теплообменника и брать для расчета их среднее значение.

При определении среднего температурного напора (уравнение VII. 7) следует приближенно учитывать изменение температуры конденсации пара от $t_{конд}$ до $t_{кип}$. При противотоке

$$\Delta t_{ср}=\frac{\left(t_{конд}-t_1''\right)-\left(t_{кип}-t_1'\right)}{\ln\dfrac{t_{конд}-t_1''}{t_{кип}-t_1'}} \qquad \text{(VII. 35)}$$

Если предусмотрено несколько ходов для охлаждающей жидкости, значение средней разности температур, вычисленное для противотока, умножается на поправочный коэффициент (см. стр. 182).

Расчет конденсаторов для смесей паров с неконденсируемыми газами. Особенностью процесса конденсации паров из их смеси с неконденсируемыми газами является одновременное протекание тепло- и массообмена.

Согласно Колбурну и Хоугену, расчет конденсаторов выполняется на основе упрощенного уравнения теплопередачи

$$\frac{dQ}{dF}=\alpha_г\left(t-t_{п.\,р}\right)+k_г r\left(p_п-p_{п.\,р}\right)=k'\left(t_{п.\,р}-t_1\right)=k\left(t-t_1\right) \qquad \text{(VII. 36)}$$

где dQ — количество тепла, переданного в единицу времени через поверхность dF, *вт* [*ккал/ч*]; t — температура в основной массе газовой фазы, °С; t_1 — температура охлаждающей жидкости, °С; $t_{п.\,р}$ — температура на поверхности раздела газовая фаза — пленка конденсата, °С; $p_п$ — парциальное давление пара в основной массе газовой фазы, *ат*; $P_{п.\,р}$ — давление паров при температуре $t_{п.\,р}$, *ат*; r — теплота парообразования, *дж/кг* [*ккал/кг*]; $\alpha_г$ — коэффициент теплоотдачи от газовой фазы, *вт/(м²·град)*; [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; $k_г$ — коэффициент массоотдачи пара в газовой фазе, *кг·м⁻²·сек⁻¹·ат⁻¹*; k' — коэффициент теплопередачи от пленки конденсата к охлаждающему агенту, *вт/(м²·град)* [*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*]; k — общий эффективный коэффициент теплопередачи, *вт/(м²·град)* [(*ккал·м⁻²·ч⁻¹·град⁻¹*)].

Коэффициент теплопередачи k' определяется из соотношения

$$\frac{1}{k'}=\frac{1}{\alpha_{охл}}+\sum\frac{\delta}{\lambda}+\frac{1}{\alpha_{пл}} \qquad \text{(VII. 37)}$$

где $\alpha_{охл}$ — коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающему агенту; $\sum\delta/\lambda$ — сумма термических сопротивлений соответствующих твердых слоев (стенок трубы, отложений накипи и т. д.); $\alpha_{пл}$ — коэффициент теплоотдачи от пленки конденсата к стенке.

Коэффициент массоотдачи может быть вычислен по коэффициенту теплоотдачи для газа

$$k_г=\frac{\alpha_г}{cp_{ср}}\cdot\frac{M}{\overline{M}}\left(\frac{\Pr}{\mathrm{Sc}}\right)^{2/3} \qquad \text{(VII. 38)}$$

где $\Pr=\mu c/\lambda$ — критерий Прандтля; $\mathrm{Sc}=\mu/\rho D$ — критерий Шмидта *; c — средняя удельная теплоемкость газовой фазы, *дж/(кг·град)* [*ккал/кг·град*]; μ — средняя динамическая вязкость газовой фазы, *н·сек/м²* [*кг·сек/м²*]; ρ — плотность газовой фазы, *кг/м³* [*кгс·сек²/м⁴*]; D — коэффициент диффузии паров через газовую фазу, *м²/сек*; M — молекулярный вес конденсирующихся паров; $\overline{M}$ — средний молекулярный вес газовой фазы; $p_{ср}=\dfrac{p_п-p_{п.\,р}}{\ln\dfrac{p-P_{п.\,р}}{p-p_п}}$ — среднее давление неконденсируемого газа, *ат*; p — общее давление, *ат*.

Коэффициент теплоотдачи от газа $\alpha_г$ определяется по обычным формулам, приведенным в гл. VI.

Общая поверхность теплообмена конденсатора определяется из соотношения

$$F=\int_0^Q\frac{dQ}{k\left(t-t_1\right)} \qquad \text{(VII. 39)}$$

Причем соответствие между количеством переданного тепла Q и произведением $k(t-t_1)$ проверяется для нескольких точек. Принимаем предварительные значения температуры t газа, а затем для каждой точки проводим проверку следующим образом.

Определяем количество тепла, которое должен отдать газ, чтобы охладиться от начальной температуры t' до температуры t. Расчет выполняют на основании теплового баланса

$$Q=Q_a+Q_b+Q_c \qquad \text{(VII. 40)}$$

* В отечественной литературе величину $\mu/\rho D$ чаще называют диффузионным критерием Прандтля и обозначают Pr′ в отличие от теплового критерия Прандтля Pr. (*Прим. ред.*)

7 Зак. 976

где $Q_a = G_к[r + c'(t' - t)]$ — тепло, отдаваемое при конденсации пара и охлаждении конденсата, *вт* [*ккал/ч*]; $G_к = G_0 \frac{M}{M_0}\left(\frac{p'_п}{p - p'_п} - \frac{P_п}{p - P_п}\right)$ — количество конденсирующихся паров, *кг/сек* [*кг/ч*]; G_0 — количество неконденсируемого газа, *кг/сек* [*кг/ч*]; M_0 — молекулярный вес неконденсируемого газа; $p'_п$ — начальное парциальное давление пара, *ат*; $P_п$ — давление пара при температуре t, *ат*; c' — удельная теплоемкость конденсата, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; $Q_b = G_0 c_0 (t'_г - t_г)$ — количество тепла, отдаваемого при охлаждении неконденсируемого газа, *вт* [*ккал/ч*]; c_0 — удельная теплоемкость газа, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*]; $Q_c = G_п c_п (t'_г - t_г)$ — количество тепла, отдаваемого при охлаждении несконденсированного пара, *вт* [*ккал/ч*]; $G_п = G_0 \frac{M}{M_0} \cdot \frac{p_п}{p - p_п}$ — количество несконденсированного пара, *кг/сек* [*кг/ч*]; $c_п$ — удельная теплоемкость пара, *дж/(кг · град* [*ккал/(кг · град)*)].

По количеству отданного тепла определяют температуру t_1 охлаждающего агента на основании уравнений

$$\left.\begin{aligned} Q &= G_1 c_1 (t''_1 - t_1) \quad \text{при противотоке} \\ Q &= G_1 c_1 (t_1 - t'_1) \quad \text{при прямотоке} \end{aligned}\right\} \qquad \text{(VII. 41)}$$

где t'_1, t''_1 — начальная и конечная температуры охлаждающего агента, °С.

По уравнению (VII. 37) определяют коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к охлаждающему агенту; для расчета коэффициентов теплоотдачи $\alpha_{охл}$ и $\alpha_{пл}$ используют формулы, приведенные в гл. VI.

Коэффициент теплоотдачи газа $\alpha_г$ определяют по его физическим параметрам при температуре газа $t_г$ и скорости движения, вычисленной на основании суммарного расхода газовой фазы

$$G = G_0 + G_п$$

При помощи коэффициента теплоотдачи $\alpha_г$ определяют коэффициент массоотдачи $k_г$. В выражение для определения $k_г$ входит также давление $P_{п. р}$ при неизвестной температуре $t_{п. р}$ поверхности раздела. Эту температуру определяют методом последовательных приближений (или графическим методом) так, чтобы удовлетворялось соотношение (VII. 36). Второе соотношение между давлением $P_{п. р}$ и температурой $t_{п. р}$ задано кривой зависимости давления паров от температуры.

Определяют произведение $k(t - t_1)$ из соотношения

$$k'(t_{п. р} - t_1) = k(t - t_1)$$

Строят график зависимости величины $\frac{1}{k(t - t_1)}$ от количества переданного тепла Q. После графического интегрирования получают искомую общую поверхность теплообмена.

Конденсаторы смешения

Конденсаторы смешения применяют почти исключительно для конденсации водяного пара с помощью охлаждающей воды.

Расход воды определяют по уравнению, вытекающему из теплового баланса

$$G = W \frac{\frac{i''}{c} - t_к}{t_к - t_н} \qquad \text{(VII. 42)}$$

где G — расход охлаждающей воды, *кг/сек* [*кг/ч*]; W — количество конденсируемых паров, *кг/сек* [*кг/ч*]; i'' — энтальпия пара, *дж/кг* [*ккал/кг*]; $t_к$ — конечная температура воды, °С; $t_н$ — начальная температура воды, °С; c — удельная теплоемкость воды, *дж/(кг · град)* [*ккал/(кг · град)*].

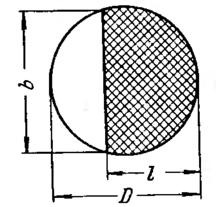


Рис. VII-4. Сегментная полка.

Площадь поперечного сечения конденсатора определяют из условия обеспечения такой скорости пара, чтобы он не увлекал за собой капли воды. На основании практических данных для конденсаторов, работающих при давлениях 0,1—0,2 *ат*, принимают скорость пара в свободном сечении 15—30 *м/сек*.

Высоту конденсатора определяют из условия обеспечения достаточной для осуществления конденсации поверхности контакта между паром и охлаждающей водой.

Наиболее часто используются полочные конденсаторы, в которых охлаждающая вода стекает с одной полки на другую, причем полки имеют форму сегментов или колец и дисков.

Ширина сегментных полок (рис. VII. 4)

$$l = \frac{D}{2} + 0{,}05$$

где D — диаметр конденсатора.

Длина b водослива составляет обычно 0,95—0,99 D.

По И. И. Чернобыльскому* число полок можно определить методом последовательных приближений на основании полуэмпирического уравнения

$$\lg \frac{t - t_i}{t - t_{i+1}} = 0{,}029 \left(\frac{g d_{экв}}{w_0^2}\right)^{0,2} \left(\frac{H}{d_{экв}}\right)^{0,7} \qquad \text{(VII. 43)}$$

где t — температура конденсируемого пара; t_i, t_{i+1} — температура воды на i-ой и $(i + 1)$-ой полках (считая сверху); w_0 — начальная скорость падения воды, *м/сек*; g — ускорение свободного падения, *м/сек²*; H — расстояние между полками (для полочных конденсаторов принимают H = 0,5—0,6 *м*).

---

* Чернобыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960.

Эквивалентный диаметр $d_{экв}$ определяют по формуле

$$d_{экв} = \frac{2b\delta}{b+\delta} \qquad (VII.44)$$

где b — длина водослива, *м*; δ — толщина водяной завесы при падении, *м*.

Начальная скорость стекания воды

$$w_0 = \frac{G}{\rho b h} \qquad (VII.45)$$

где h — уровень воды над водосливом

$$h = \left(\frac{G}{0{,}42\rho b \sqrt{2g}}\right)^{2/3} \qquad (VII.46)$$

ρ — плотность воды, *кг/м*³.

Толщина водяной завесы

$$\delta = \frac{G}{\rho b w_{ср}} \qquad (VII.47)$$

$w_{ср}$ — средняя скорость стекания воды, определяемая по уравнению

$$w_{ср} = \frac{w_0 \sqrt{w_0^2 + 2gH}}{2} \qquad (VII.48)$$

Для *барометрических конденсаторов, из которых вода удаляется через барометрический затвор*, необходимо определить диаметр и высоту барометрической трубы (такой же расчет необходим и для поверхностных конденсаторов при удалении конденсата в условиях вакуума).

Диаметр d барометрической трубы определяют из уравнения

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{G+W}{\rho w}} \qquad (VII.49)$$

Высоту z столба жидкости в трубе находят по формуле, полученной на основании уравнения Бернулли

$$z = \frac{p_0 - p}{g\rho} + \left(\frac{0{,}3}{d} + 0{,}5\right)\frac{w^2}{2} + 1 \qquad (VII.50)$$

где p_0 — атмосферное давление, *н/м*²; p — давление в конденсаторе, *н/м*²; w — скорость воды в барометрической трубе, *м/сек* (обычно принимают $w = 0{,}5 - 1{,}5$ *м/сек*); d — диаметр барометрической трубы, *м*.

Расход неконденсируемых газов, удаляемых из конденсатора, можно определить по эмпирической формуле

$$G_г = 2{,}4 \cdot 10^{-5} G + 0{,}01 W \qquad (VII.51)$$

Объемная производительность вакуум-насоса

$$V_н = \frac{G_г}{\rho_в} \cdot \frac{p_0}{p - p_п} \cdot \frac{273 + \theta_к}{273} \qquad (VII.52)$$

где $\rho_в = 1{,}29$ *кг/м*³ — плотность воздуха при нормальных условиях; $p_п$ — давление водяного пара при температуре $\theta_к$ воздуха на выходе из конденсатора.

Температура $\theta_к$ для прямоточных конденсаторов равна конечной температуре воды $t_к$ на выходе из конденсатора, а для противоточных конденсаторов

$$\theta_к = t_н + (3 \div 5)\ ^\circ C$$

где $t_н$ — начальная температура воды.

ПРИМЕРЫ

Пример VII.1. Определить поверхность теплообмена подогревателя раствора NaCl. Раствор нагревается от температуры $t_1' = 15^\circ$ С до $t_1'' = 50^\circ$ С за счет тепла, отдаваемого тем же раствором при начальной температуре $t_2' = 90^\circ$ С. Расход раствора $G_1 = G_2 = 5$ *т/ч*; удельная теплоемкость раствора NaCl $c = 3950$ *дж/(кг·град)*; коэффициент теплопередачи $k = 400$ *вт/(м²·град)*. Расчет поверхности теплообмена провести как для прямотока, так и для противотока теплоносителей.

Решение. Используем уравнение (VII.2)

$$Q = kF\,\Delta t_{ср}$$

Количество тепла, переданного в единицу времени, находим из теплового баланса

$$Q = G_1 c\left(t_1'' - t_1'\right) = \frac{5000}{3600} \cdot 3950\,(50 - 15) = 192\,000\ вт$$

Конечную температуру t_2'' охлаждаемого раствора также определим из теплового баланса

$$G_1 c\left(t_1'' - t_1'\right) = G_2 c\left(t_2' - t_2''\right)$$

откуда (при $G_1 = G_2$)

$$t_2'' = t_2' + t_1' - t_1'' = 90 + 15 - 50 = 55^\circ$$

Изменение температуры в теплообменнике:

Прямоток	Противоток
$90 \to 55$	$55 \leftarrow 90$
$15 \to 50$	$15 \to 50$
$\Delta t_0 = 90 - 15 = 75$	$\Delta t_0 = 55 - 15 = 40$
$\Delta t_F = 55 - 50 = 5$	$\Delta t_F = 90 - 50 = 40$

Средний температурный напор по уравнению (VII.7):

для прямотока

$$\Delta t_{ср} = \frac{90 - 15 - (55 - 50)}{\ln\dfrac{90 - 15}{55 - 50}} = 25{,}8^\circ\ C$$

для противотока

$$\Delta t_{ср}' = 40^\circ\ C$$

Поверхность теплообмена

при прямотоке

$$F = \frac{Q}{k\,\Delta t} = \frac{192\,000}{400 \cdot 25{,}8} = 18{,}6\ м^2$$

при противотоке

$$F' = \frac{Q}{k\,\Delta t'} = \frac{192\,000}{400 \cdot 40} = 12 \ \text{м}^2$$

Пример VII. 2. Найти закон распределения температуры по длине теплообменника, состоящего из 37 труб диаметром 38/33 *мм** и длиной $l = 4$ *м*. В теплообменник поступает $G_1 = 2000$ *кг/ч* раствора при температуре 20° С. Нагревание производят горячей жидкостью, расход которой $G_2 = 3000$ *кг/ч*, начальная температура 90° С; коэффициент теплопередачи $k = 450$ *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость холодного раствора $c_1 = 3500$ *дж/(кг·град)*, а греющей жидкости $c_2 = 3800$ *дж/(кг·град)*. Изменение температуры определить как при прямотоке, так и при противотоке.

Решение. Изменение температуры поверхности теплообменника определяется уравнением (VII. 6)

$$\Delta t = \Delta t_0 e^{-mkF}$$

Прямоток

Изменение температуры

$$t_2' = 90 \rightarrow t_2 \rightarrow t_2''$$

$$t_1' = 20 \rightarrow t_1 \rightarrow t_1''$$

подставляем в уравнение (VII. 6)

$$t_2 - t_1 = (t_2' - t_1')\,e^{-mkF}$$

Второе соотношение между неизвестными температурами получим из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$G_1c_1(t_1 - t_1') = G_2c_2(t_2' - t_2)$$

так что

$$t_1 = t_1' + \frac{G_2c_2}{G_1c_1}(t_2' - t_2) \qquad (1)$$

и

$$t_2 = \frac{t_1 + \frac{G_2c_2}{G_1c_1}t_2' + (t_2' - t_1')\,e^{-mkF}}{1 + \frac{G_2c_2}{G_1c_1}} \qquad (2)$$

Константа m определяется по формуле

$$m = \frac{1}{G_1c_1} + \frac{1}{G_2c_2} = \frac{3600}{2000 \cdot 3500} + \frac{3600}{3000 \cdot 3800} = 0{,}830 \cdot 10^{-3} \ \text{град/вт}$$

Средняя поверхность теплообмена составляет

$$F = \pi n d_{\text{ср}} l = \pi \cdot 37\,\frac{0{,}038 + 0{,}033}{2}\,l = 4{,}13l$$

Подставив числовые значения в уравнения (1) и (2), получим

$$t_1 = 20 + \frac{3000 \cdot 3800}{2000 \cdot 3500}(90 - t_2) = 20 + 1{,}63\,(90 - t_2)$$

$$t_2 = \frac{20 + 1{,}63 \cdot 90 + (90 - 20)\,e^{-0{,}83 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 4{,}13l}}{1 + 1{,}63} = 63{,}4 + 26{,}6e^{-1{,}54l}$$

* Здесь и далее над чертой — внешний, под чертой — внутренний диаметр трубы. (*Прим. ред.*)

Распределение температур при прямотоке по длине теплообменника получаем, определив значения t_1 и t_2 при различных значениях длины l:

Расстояние l, *м*	0	0,25	0,5	1	2	3	4
Температура греющей жидкости t_2, °С	90	81,5	75,7	69,1	64,6	63,66	63,45
Температура нагреваемой жидкости t_1, °С	20	33,9	43,3	54,1	61,4	63,01	63,30

Противоток

Изменение температуры

$$t_2'' \leftarrow t_2 \leftarrow t_2' = 90$$

$$t_1' = 20 \rightarrow t_1 \rightarrow t_1''$$

Рассмотрим совместно два уравнения:

$$t_2 - t_1 = (t_2'' - t_1')\,e^{-mkF}$$

$$G_1c_1(t_1 - t_1') = G_2c_2(t_2 - t_2'')$$

В результате получим

$$t_1 = t_1' + \frac{G_2c_2}{G_1c_1}(t_2 - t_2'') \qquad (3)$$

$$t_2 = \frac{t_1' - \frac{G_2c_2}{G_1c_1}t_2'' + (t_2'' - t_1')\,e^{-mkF}}{1 - \frac{G_2c_2}{G_1c_1}} \qquad (4)$$

В отличие от прямотока здесь в уравнение для определения температуры t_2 горячей жидкости входит также ее конечная температура t_2'', которая неизвестна.

Конечные температуры жидкостей определим из тех же уравнений, принимая, что поверхность F равна общей поверхности теплообменника.

В данном случае константа m определяется по формуле

$$m = \frac{1}{G_1c_1} - \frac{1}{G_2c_2} = \frac{3600}{2000 \cdot 3500} - \frac{3600}{3000 \cdot 3800} = 0{,}198 \cdot 10^{-3} \ \text{град/вт}$$

Общая поверхность теплообмена составляет

$$F = 4{,}13l = 4{,}13 \cdot 4 = 16{,}52 \ \text{м}^2$$

Подставив значения m и F в уравнения (3) и (4), получим систему уравнений

$$90 - t_1'' = (t_2'' - 20)\,e^{-0{,}198 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 16{,}52}$$

$$t_1'' = 20 + 1{,}63\,(90 - t_2'')$$

Отсюда найдем конечные значения температур

$$t_1'' = 82{,}6^\circ\text{C}; \quad t_2'' = 51{,}6^\circ\ \text{C}$$

Подставив соответствующие числовые значения в уравнения (3) и (4), окончательно получим для противотока

$$t_1 = 20 + 1{,}63\,(t_2 - 51{,}6)$$

$$t_2 = \frac{20 - 1{,}63 \cdot 51{,}6 + (51{,}6 - 20)\, e^{-0{,}198 \cdot 10^{-3} \cdot 450 \cdot 4{,}13l}}{1 - 1{,}63} = 101{,}7 - 50{,}1 e^{-0{,}368l}$$

Распределение температур вдоль поверхности теплообменника при противотоке представлено ниже:

Расстояние l, *м*	0	1	2	3	4
Температура греющей жидкости t_2, °C	51,6	67,0	77,6	85,0	90,0
Температура нагреваемой жидкости t_1, °C	20,0	45,1	62,4	74,6	82,6

Сравнение распределения температуры в обоих рассмотренных случаях (рис. VII-5) указывает на преимущество противотока (с точки зрения среднего температурного напора). Поэтому, за исключением специальных случаев, когда требуется быстрое изменение температуры, в теплообменниках, как правило, применяется противоток.

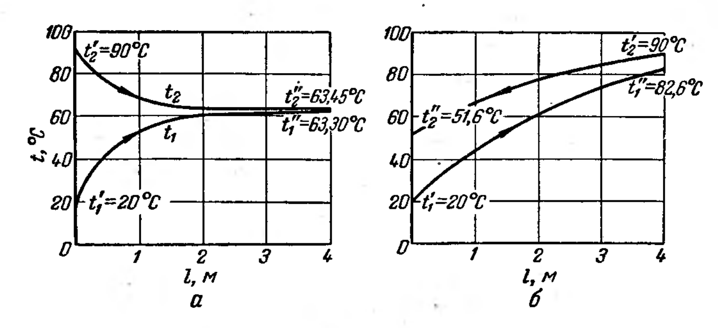


Рис. VII-5. Распределение температуры теплоносителей по длине теплообменника:

а — при прямотоке; *б* — при противотоке (к примеру VII. 2).

Пример VII. 3. Необходимо нагреть $G_1 = 4400$ *кг/ч* бензола от температуры $t_1' = 27^\circ$ C до $t_1'' = 50^\circ$ C, используя в качестве греющего агента горячий толуол при температуре $t_2' = 70^\circ$ C; расход толуола $G_2 = 2900$ *кг/ч*. Для нагревания предполагается использовать теплообменник типа «труба в трубе» из элементов длиной 6 *м*, причем внутренний диаметр наружной трубы $D_{вн} = 50$ *мм*, внутренняя труба размером 38/33 *мм*.

Определить, сколько элементов потребуется для изготовления теплообменника.

Решение. Количество тепла, передаваемого в единицу времени, и конечную температуру толуола определяем из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$Q = G_1 c_1 \left(t_1'' - t_1'\right) = G_2 c_2 \left(t_2' - t_2''\right)$$

Удельная теплоемкость жидкостей: бензола $c_1 = 0{,}425$ *ккал/(кг · град)* = 1780 *дж/(кг · град)*; для толуола $c_2 = 0{,}44$ *ккал/(кг · град)* = 1850 *дж/(кг · град)*.

Подставив эти значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q = \frac{4400}{3600} \cdot 1780\,(50 - 27) = 50\,000 \text{ вт}$$

$$t_2'' = 70 - \frac{4400 \cdot 1780}{2900 \cdot 1850}\,(50 - 27) = 36{,}4^\circ \text{ C}$$

Поскольку конечная температура греющей жидкости меньше конечной температуры нагреваемой жидкости $\left(t_2'' < t_1''\right)$, надо применять только противоточную схему.

Изменение температуры:

$$t_2'' = 36{,}4 \leftarrow t_2 \leftarrow t_2' = 70 \qquad t_1' = 27 \rightarrow t_1 \rightarrow t_1'' = 50$$

Согласно уравнению (VII. 7), средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(36{,}4 - 27) - (70 - 50)}{\ln \dfrac{36{,}4 - 27}{70 - 50}} = 14^\circ \text{ C}$$

Площадь поперечного сечения трубы

$$S_{тр} = \frac{\pi}{4} d_{вн}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 0{,}033^2 = 8{,}55 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Площадь поперечного сечения кольцевого пространства

$$S_{вн} = \frac{\pi}{4}\left(D_{вн}^2 - d_{н}^2\right) = \frac{\pi}{4}\left(0{,}05^2 - 0{,}038^2\right) = 8{,}32 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Так как поперечные сечения внутренней трубы и кольцевого пространства практически одинаковы, горячую жидкость (толуол) с целью уменьшения тепловых потерь в окружающую среду направляем по внутренней трубе.

Определение коэффициента теплоотдачи на стороне толуола.

Средняя температура толуола

$$t_{ср,\,2} = \frac{70 + 36{,}4}{2} = 53{,}2^\circ \text{ C}$$

Физические свойства толуола при 53,2° C: динамическая вязкость $\mu = 0{,}41$ *спз* $= 0{,}41 \cdot 10^{-3}$ *н · сек/м²*; теплопроводность $\lambda = 0{,}1465$ *вт/(м · град)*; удельная теплоемкость $c = 1850$ *дж/(кг · град)*.

Критерий Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w\,d\rho}{\mu} = \frac{G_2 d}{\mu S} = \frac{\dfrac{2900}{3600} \cdot 0{,}033}{0{,}41 \cdot 10^{-3} \cdot 8{,}55 \cdot 10^{-4}} = 76200$$

Так как режим течения турбулентный, применяем уравнением (VI. 24)

$$\text{Nu} = 0{,}024 \left[1 + \left(\frac{d}{L}\right)^{2/3}\right] \text{Re}^{0{,}8} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14}$$

Критерий Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{0{,}41 \cdot 10^{-3} \cdot 1850}{0{,}1465} = 5{,}18$$

Коэффициент теплоотдачи на стороне толуола [множителем $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$ можно пренебречь, так как разница температур стенки и жидкости незначительна]

$$\alpha_2 = \frac{\mathrm{Nu}\,\lambda}{d} = \frac{0,024\left[1+\left(\frac{0,033}{6}\right)^{2/3}\right]76200^{0,8}\cdot 5,18^{1/3}\cdot 0,1468}{0,03} = 1525\ вт/(м^2\cdot град)$$

Определение коэффициента теплоотдачи на стороне бензола.

Средняя температура бензола $t_{ср,\,1} = \frac{27+50}{2} = 38,5°$ С.

Физические параметры бензола при 38,5° С: динамическая вязкость $\mu = 0,5$ *спз* $= 0,5\cdot 10^{-3}$ *н·сек/м²*; теплопроводность $\lambda = 0,157$ *вт/(м·град)*; удельная теплоемкость $c = 1780$ *дж/(кг·град)*.

Эквивалентный диаметр:

$$d_{экв} = \frac{4S_{вн}}{P} = \frac{\pi\left(D_{вн}^2 - d^2\right)}{\pi\,(D_{вн}+d)} = D_{вн} - d = 0,05 - 0,038 = 0,012\ м$$

$$\mathrm{Re} = \frac{G_1 d_{экв}}{S\mu} = \frac{\frac{4400}{3600}\cdot 0,012}{8,32\cdot 10^{-4}\cdot 0,5\cdot 10^{-3}} = 35\,200$$

$$\mathrm{Pr} = \frac{\mu c}{\lambda} = \frac{0,5\cdot 10^{-3}\cdot 1780}{0,157} = 5,68$$

Для определения коэффициента теплоотдачи на стороне бензола пользуемся той же формулой (VI. 24), что и для толуола

$$\alpha_1 = \frac{\mathrm{Nu}\,\lambda}{d_{экв}} = \frac{0,024\left[1+\left(\frac{0,012}{6}\right)^{2/3}\right]35200^{0,8}\cdot 5,68^{1/3}\cdot 0,157}{0,012} = 2520\ вт/(м^2\cdot град)$$

Общую длину теплообменника определяем из уравнения (VII. 3), преобразованного к виду

$$l = \frac{Q}{2\pi\,\Delta t_{ср}}\left(\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_1} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}} + \frac{\delta'_{от}}{\lambda'_{от} r_2} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}\right)$$

Подставив соответствующие числовые значения, получим общую нужную длину

$$l = \frac{50\,000}{2\pi\cdot 14}\left(\frac{1}{2520\cdot 0,019} + \frac{1}{5000\cdot 0,019} + \frac{0,0025}{45\cdot 0,01775} + \frac{1}{5000\cdot 0,0165} + \frac{1}{1525\cdot 0,0165}\right) = 48,5\ м$$

где $r_1 = \frac{0,038}{2}$ — наружный радиус трубы, *м*; $\frac{\lambda_{от}}{\delta_{от}} = \frac{\lambda'_{от}}{\delta'_{от}} = 5000$ — теплопроводность слоев отложений (загрязнений), *вт/(м²·град)*; $\lambda_{тр} = 45$ — теплопроводность стальной трубы, *вт/(м·град)*; $r_{ср,\,тр} = \frac{r_1+r_2}{2} = 0,01775$ — средний радиус трубы, *м* (так как радиусы r_1 и r_2 близки между собой, то вместо среднелогарифмической пользуемся среднеарифметической величиной; $r_2 = \frac{0,033}{2} = 0,0165$ — внутренний радиус трубы, *м*.

Число потребных элементов теплообменника

$$n = \frac{48,5}{6} = 8,1$$

принимаем 9 элементов.

Таким образом, теплообменник должен состоять из девяти последовательно соединенных элементов «труба в трубе» диаметром 50/38 *мм* длиной 6 *м* каждый.

Пример VII. 4. Определить поверхность теплообменника для нагревания минерального масла от температуры $t'_1 = 20°$ С до $t''_1 = 130°$ С. Нагрев осуществляется органическим теплоносителем, имеющим начальную температуру 150° С. Расходы жидкостей $G_1 = 3500$ *кг/ч* (минеральное масло) и $G_2 = 8000$ *кг/ч* (теплоноситель); удельная теплоемкость соответственно $c_1 = 1600$ *дж/(кг·град)* и $c_2 = 1700$ *дж/(кг·град)*. Движение жидкостей — противоточное.

Коэффициенты теплоотдачи изменяются в зависимости от температуры, согласно приведенным ниже данным:

Температура °С	20	30	40	60	80	100	110	120	130	140	150
α_1 (минеральное масло), *вт/(м²·град)*	120	175	205	240	267	285	293	300	305	—	—
α_2 (органический теплоноситель), *вт/(м²·град)*	—	—	—	—	—	535	545	550	557	561	563

Теплопроводность стенки теплообменника (с учетом отложений) $\frac{\lambda}{\delta} = 2500$ *вт/(м²·град)*.

Решение. *Приближенное решение.*

Определим поверхность теплообмена, пользуясь средним коэффициентом теплопередачи $k_{ср}$

$$k_{ср} = \frac{k_0 + k_F}{2}$$

где k_0, k_F — коэффициенты теплопередачи на обоих концах теплообменника.

Конечную температуру теплоносителя находим из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$G_1 c_1 (t''_1 - t'_1) = G_2 c_2 (t'_2 - t''_2)$$

$$t''_2 = t'_2 - \frac{G_1 c_1}{G_2 c_2}(t''_1 - t'_1) = 150 - \frac{3500\cdot 1600}{8000\cdot 1700}(130-20) = 104,8°\ С$$

Изменение температуры

$$104,8 \leftarrow t_2 \leftarrow 150$$
$$20 \rightarrow t_1 \rightarrow 130$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(104,8-20)-(150-130)}{\ln\frac{104,8-20}{150-130}} = 44,9°\ С$$

Количество передаваемого тепла

$$Q = G_1 c_1 (t''_1 - t'_1) = \frac{3500}{3600}\,1600\,(130-20) = 171000\ вт$$

С учетом того, что для $F = 0$ при $t_1 = 20°$ С величина $\alpha_1 = 120$ и при $t_2 = 104,5°$ С $\alpha_2 = 540$ *вт/(м²·град)*, по данным, приведенным выше, определим

коэффнцнент теплопередачи

$$k_0=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}+\frac{\delta}{\lambda}+\frac{1}{\alpha_2}}=\frac{1}{\frac{1}{120}+\frac{1}{2500}+\frac{1}{540}}=95\ вт/(м^2\cdot град)$$

Воспользовавшись приведенными на стр. 203 значениямн α_1 н α_2 для другого конца теплообменника, находим коэффициент теплопередачн

$$k_F=\frac{1}{\frac{1}{305}+\frac{1}{2500}+\frac{1}{563}}=184\ вт/(м^2\cdot град)$$

Средний коэффициент теплопередачи

$$k_{ср}=\frac{k_0+k_F}{2}=\frac{95+184}{2}=139{,}5\ вт/(м^2\cdot град)$$

Поверхность теплообмена

$$F=\frac{Q}{k_{ср}\,\Delta t_{ср}}=\frac{171\,000}{139{,}5\cdot 44{,}9}=27{,}4\ м^2$$

Точное решение.
Используем уравненне (VII. 1), приведенное к внду

$$G_1c_1\,dt_1=k\,(t_2-t_1)\,dF$$

Отсюда

$$F=\int\limits_{t_1'}^{t_1''}\frac{G_1c_1}{k\,(t_2-t_1)}\,dt_1$$

Так как температура теплоносителя t_2 изменяется одновременно с изменением t_1, то ее можно выразить в виде функции от t_1, используя уравнение теплового баланса

$$G_1c_1\left(t_1-t_1'\right)=G_2c_2\left(t_2-t_2''\right)$$

Отсюда

$$t_2=\frac{G_1c_1}{G_2c_2}\left(t_1-t_1'\right)+t_2''=\frac{3500\cdot 1600}{8000\cdot 1700}\left(t_1-20\right)+104{,}8=96{,}6+0{,}412t_1$$

и

$$F=\frac{3500\cdot 1600}{3600}\int\limits_{t_1'}^{t_1''}\frac{dt_1}{k\,(96{,}6-0{,}588t_1)}=1555\int\limits_{20}^{130}\frac{dt_1}{k\,(96{,}6-0{,}588t_1)}$$

Выразить завнснмость коэффициента теплопередачи от температуры аналнтнчески невозможно. Поэтому интегрирование проводим с помощью формулы Снмпсона или графическим методом.

1) Интегрированне с помощью формулы Симпсона (1.48)

$$\frac{F}{1555}=\int\limits_{20}^{130}f(t_1)\,dt_1;\qquad f(t_1)=\frac{1}{k\,(96{,}6-0{,}588t_1)}$$

Разделив интервал интегрирования на два отрезка, напишем:

$$\int\limits_{20}^{130}f(t_1)\,dt_1=\frac{130-20}{6\cdot 2}\left\{f(20)+4\left[f\left(20+1\cdot\frac{130-20}{4}\right)+f\left(20+3\cdot\frac{130-20}{4}\right)\right]+\right.$$
$$\left.+2f\left(20+2\,\frac{130-20}{4}\right)+f(130)\right\}$$

Здесь

$$f(20)=\frac{1}{95\,(104{,}8-20)}=1{,}25\cdot 10^{-4}\ м^2/вт$$

(значения k прн этом см. прнблнженное решение на стр. 203)

$$f(47{,}5)=\frac{1}{k_{47,5}\,(96{,}6-0{,}588\cdot 47{,}5)}=\frac{6{,}77\cdot 10^{-3}}{68{,}7}=0{,}986\cdot 10^{-4}\ м^2/вт$$

так как $t_2=0{,}412\,t_1+96{,}6=0{,}412\cdot 47{,}5+96{,}6=116{,}2$, то при $t_1=47{,}5$ и $t_2=116{,}2$ $\alpha_1=220\ вт/(м^2\cdot град)$ и $\alpha_2=548\ вт/(м^2\cdot град)$, откуда

$$k_{47,5}=\frac{1}{\frac{1}{220}+\frac{1}{2500}+\frac{1}{548}}=\frac{1}{6{,}77\cdot 10^{-3}}$$

Аналогично находим остальные значения функции $f(t_1)$:

$f(75)=0{,}95\cdot 10^{-4}$; $f(102{,}5)=1{,}58\cdot 10^{-4}$; $f(130)=2{,}72\cdot 10^{-4}$

В результате получим

$$F=1555\cdot\frac{130-20}{6\cdot 2}\left[1{,}25\cdot 10^{-4}+4\left(0{,}986\cdot 10^{-4}+1{,}58\cdot 10^{-4}\right)+2\cdot 0{,}95\cdot 10^{-4}+2{,}72\cdot 10^{-4}\right]=23\ м^2$$

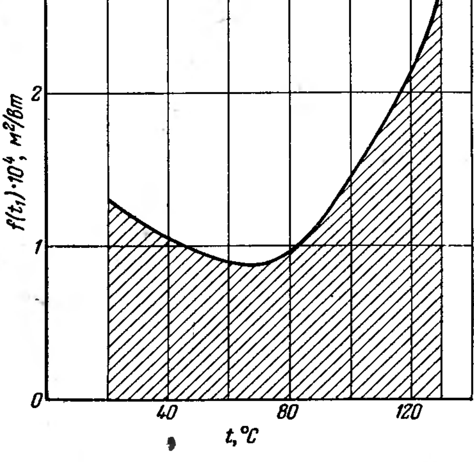


Рис. VII-6. Графнческое определение поверхностн теплообмена (к прнмеру VII. 4).

2) Графнческое ннтегрирование.

Строим (рнс. VII-6) график функции $f(t_1)=\frac{1}{k\,(96{,}6-0{,}588t_1)}$, используя определенные ранее значення $f(t_1)$:

t_1, °C	20	47,5	75	102,5	130
$f(t_1)\cdot 10^4$, $м^2/вт$	1,25	0,986	0,95	1,58	2,72

Площадь, ограннченная крнвой, осью абсцисс и вертнкалями $t_1'=20^\circ$ С н $t_1''=130^\circ$ С, составляет $S=15\ см^2$. Масштаб площади равен пронзведению масштабов обеих осей

$$m_n=m_{f(t_1)}m_{t_1}=2\cdot 10^4\,\frac{см}{м^2/вт}\cdot 0{,}05\ см/град=10^3\,\frac{см^2}{м^2\cdot град/вт}$$

Значение интеграла

$$I=\int\limits_{t_1'}^{t_1''} f(t_1)\,dt_1=\frac{S}{m}=15\cdot 10^{-3}\ м^2\cdot град/вт$$

Поверхность теплопередачи:

$$F=1555\cdot 1{,}5\cdot 10^{-2}=23{,}4\ м^2$$

Таким образом, использование формулы Симпсона и графическое интегрирование практически приводят к одинаковому результату. Ошибка при определении поверхности теплопередачи приближенным методом составляет

$$\varepsilon=\frac{27{,}4-23}{23}\cdot 100=19{,}1\%$$

Пример VII.5. Определить длину теплообменника для нагревания $G_1=15$ *т/ч* раствора от температуры $t_1'=15^\circ$ С до $t_1''=90^\circ$ С. Удельная теплоемкость раствора $c=4050$ *дж/(кг·град)*. Для нагревания используется $G_2=34$ *т/ч* парового конденсата при температуре $t_2'=120^\circ$ С. Теплообменник имеет 109 труб диаметром 25/21 *мм*. В межтрубном пространстве установлены перегородки. Коэффициенты теплоотдачи: для раствора, движущегося по трубам, $\alpha_1=520$ *вт/(м²·град)*, для конденсата, движущегося в межтрубном пространстве, $\alpha_2=2300$ *вт/(м²·град)*; теплопроводность материала труб $\lambda_{тр}=45$ *вт/м·град*, толщина слоя отложений на стенках труб $\delta_{от}=0{,}4$ *мм*, а их теплопроводность $\lambda_{от}=1{,}5$ *вт/(м·град)*. Определить также, как изменится поверхность теплообменника, если его сделать многоходовым.

Решение. Количество тепла, передаваемого в единицу времени

$$Q=G_1c_1(t_1''-t_1')=\frac{15000}{3600}\cdot 4050\,(90-15)=1{,}27\cdot 10^6\ вт$$

Конечную температуру греющего агента определяют из уравнения

$$Q=G_2c_2(t_2'-t_2'')$$

$$t_2''=120-\frac{1{,}27\cdot 10^6}{\frac{34000}{3600}\cdot 4200}=88{,}1^\circ\ С$$

Так как конечная температура греющего агента меньше конечной температуры нагреваемой жидкости, должен быть предусмотрен противоток.

Изменение температуры

$$88{,}1 \leftarrow t_2 \leftarrow 120$$
$$15 \rightarrow t_1 \rightarrow 90$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср}=\frac{(88{,}1-15)-(120-90)}{\ln\frac{88{,}1-15}{120-90}}=48{,}3^\circ\ С$$

Длина теплообменника, согласно уравнению (VII.3)

$$l=\frac{\frac{1}{\alpha_1 r_1}+\frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср,\,от}}+\frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}}+\frac{1}{\alpha_2 r_2}}{2\pi n\,\Delta t_{ср}} \qquad (1)$$

Подставив в уравнение (1) числовые значения величин r_1 (внутренний радиус трубы за вычетом толщины слоя загрязнения), r_2 (наружный радиус трубы), $r_{ср,\,от}$ и $r_{ср,\,тр}$ (средние радиусы, определяемые как среднеарифметическая), определим длину теплообменника

$$l=1{,}27\cdot 10^6\,\frac{\frac{1}{520\cdot 0{,}0101}+\frac{0{,}0004}{1{,}5\cdot 0{,}0103}+\frac{0{,}002}{45\cdot 0{,}0115}+\frac{1}{2300\cdot 0{,}125}}{2\pi\cdot 109\cdot 48{,}3}=$$

$$=1{,}27\cdot 10^6\,\frac{0{,}256}{2\pi\cdot 109\cdot 48{,}3}=9{,}8\ м$$

Полученное значение l не укладывается в интервал длин теплообменников, принятых в нормалях ($1{,}5\ м < l < 7\ м$).

Для уменьшения длины теплообменника выполним его четырехходовым, что позволит интенсифицировать процесс теплообмена. При этом скорость раствора увеличится в 4 раза, так как сечение потока уменьшится в такое же число раз. Режим потока в трубном пространстве считаем турбулентным, тогда, согласно уравнению (VI.23)

$$\mathrm{Nu}=\frac{\alpha d}{\lambda}=0{,}023\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\mathrm{Pr}^n$$

Так как $\mathrm{Re}=wd/\nu$, а диаметр труб и физические свойства жидкости практически не изменяются при увеличении скорости w, то отношение коэффициентов теплоотдачи составит

$$\frac{\alpha_1'}{\alpha_1}=\left(\frac{w'}{w}\right)^{0{,}8}=4^{0{,}8}=3{,}03$$

где α_1' — коэффициент теплоотдачи от стенки к раствору в четырехходовом теплообменнике.

Следовательно

$$\alpha_1=3{,}03\cdot 520=1575\ вт/(м^2\cdot град)$$

Для многоходовых теплообменников средний температурный напор, вычисленный для противотока, умножают на поправочный коэффициент, величина которого определяется значениями P и R, равными, согласно уравнениям (VII.8)

$$P=\frac{t_1''-t_1'}{t_2'-t_1'}=\frac{90-15}{120-15}=0{,}715$$

$$R=\frac{t_2'-t_2''}{t_1''-t_1'}=\frac{120-88{,}1}{90-15}=0{,}424$$

Для найденных значений $P=0{,}715$ и $R=0{,}424$ $\varepsilon=0{,}78$ *.

Подставив значения $\alpha_1'=1575$ и $\Delta t_{ср}'=\varepsilon\,\Delta t_{ср}$ в уравнение (1) и сравнивая величины l для четырех- и одноходового теплообменников (значения Q, n, $\Delta t_{ср}$

---

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 547 (рис. VII-8). (*Прим. ред.*)

не изменяются), получим

$$\frac{l'}{l}=\frac{1}{\varepsilon}\cdot\frac{\frac{1}{\alpha_1' r_1}+\frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср,\,от}}+\frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}}+\frac{1}{\alpha_2 r_2}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1}+\frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср,\,от}}+\frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}}+\frac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

Отсюда длина четырехходового теплообменника

$$l'=\frac{9{,}8}{0{,}78}\cdot\frac{\frac{1}{1{,}575\cdot 0{,}0101}+\frac{0{,}0004}{1{,}5\cdot 0{,}0103}+\frac{0{,}002}{45\cdot 0{,}0115}+\frac{1}{2300\cdot 0{,}125}}{0{,}256}=6{,}3\ м$$

что соответствует пределам длин, предусмотренным нормалями.

Отметим, что, согласно результатам аналогичного расчета двухходового теплообменника, его длина уменьшилась бы лишь на 11% по сравнению с одноходовым.

Пример VII. 6. Рассчитать теплообменник для предварительного подогрева 10%-ного раствора NaOH, поступающего затем на выпаривание. Для нагрева применяется конденсат при температуре $t_2'=140^\circ$ С; расход нагреваемого раствора $G_1=17\,000$ *кг/ч*; начальная температура раствора $t_1'=35^\circ$ С; конечная температура раствора $t_1''=100^\circ$ С; расход теплоносителя $G_2=28\,000$ *кг/ч*.

Решение. Поверхность теплообмена определяем на основе формулы (VII. 3)

$$Q=\frac{2\pi l n\,\Delta t_{ср}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1}+\frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{ср,\,от}}+\frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}}+\frac{1}{\alpha_2 r_2}} \qquad (1)$$

Количество тепла Q, передаваемого в единицу времени, и конечную температуру конденсата определяем из уравнения теплового баланса (VII. 5)

$$Q=G_1 c_1\left(t_1''-t_1'\right)=G_2 c_2\left(t_2'-t_2''\right)$$

Удельная теплоемкость c_1 раствора должна быть найдена при его средней температуре

$$t_{ср}=\frac{t_1''+t_1'}{2}=\frac{100+35}{2}=67{,}5^\circ\ С$$

При температуре 67,5° С $c_1=3860$ *дж/(кг·град)*. Удельная теплоемкость воды равна 4190 *дж/(кг·град)*.

Подставив числовые значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q=\frac{17\,000}{3600}\cdot 3860\,(100-35)=1{,}186\cdot 10^6\ вт$$

$$t_2''=140-\frac{17\,000\cdot 3860}{28\,000\cdot 4190}(100-35)=103{,}5^\circ\ С$$

Изменение температуры по длине теплообменника (при противотоке)

$$t_2''=103{,}5 \leftarrow t_2 \leftarrow t_2'=140$$

$$t_1'=35 \rightarrow t_1 \rightarrow t_1''=100$$

Согласно уравнению (VII. 7), средний температурный напор

$$\Delta t_{ср}=\frac{(103{,}5-35)-(140-100)}{\ln\frac{103{,}5-35}{140-100}}=52{,}8^\circ\ С$$

Для определения коэффициентов теплоотдачи необходимо выбрать геометрические параметры системы (число, диаметр и размещение труб в пучке); выбор производим на основе предварительной оценки размеров теплообменника.

Принимаем коэффициент теплопередачи $k\approx 500$ *вт/(м²·град)*. Тогда приблизительная величина поверхности теплообмена

$$F=\frac{Q}{k\,\Delta t}\cdot\frac{1{,}186\cdot 10^6}{500\cdot 52{,}8}=45\ м^2$$

Выбираем теплообменник с 234 трубами диаметром 25/21 *мм*, закрепленными в неподвижных трубных решетках; внутренний диаметр кожуха $D_{вн}=0{,}6$ *м*.

Определение коэффициента теплоотдачи от стенки трубы к раствору.

Ввиду возможности загрязнения поверхности теплообмена отложениями раствор пропускаем по трубам, чистить которые гораздо удобнее, чем межтрубное пространство.

Физические параметры раствора при средней температуре $t_{ср,\,1}=67{,}5^\circ$ С: динамическая вязкость $\mu=0{,}715$ *спз* $=0{,}715\cdot 10^{-3}$ *н·сек/м²*; теплопроводность $\lambda=0{,}498$ *ккал/(м·ч·град)* $=0{,}578$ *вт/(м·град)*; удельная теплоемкость $c=0{,}92$ *ккал/(кг·град)* $=3860$ *дж/(кг·град)*; плотность $\rho=1010$ *кг/м³*.

Общее поперечное сечение труб:

$$S_1=\pi r_1^2 n=\pi 0{,}01^2\cdot 234=0{,}0735\ м^2$$

$$r_1=r_{вн}-\delta_{от}=\frac{0{,}021}{2}-0{,}0005=0{,}010\ м$$

Толщину слоя отложений $\delta_{от}$ принимаем равной 0,5 *мм*.

Скорость потока в одноходовом теплообменнике

$$w_1=\frac{G_1}{\rho S_1}=\frac{17\,000}{3600\cdot 1010\cdot 0{,}0735}=0{,}0634\ м/сек$$

Так как эта скорость очень мала, выбираем шестиходовой теплообменник; при этом число труб в одном ходе составит

$$n'=\frac{n}{6}=\frac{234}{6}=39$$

Скорость раствора в шестиходовом теплообменнике

$$w_1=0{,}0634\cdot 6=0{,}381\ м/сек$$

Критерий Рейнольдса

$$Re=\frac{w\,d\rho}{\mu}=\frac{0{,}381\cdot 0{,}02\cdot 1010}{0{,}715\cdot 10^{-3}}=10\,800$$

Так как движение турбулентное, коэффициент теплоотдачи определяем по формуле (VI. 23)

$$Nu=0{,}023\,Re^{0{,}8}Pr^{0{,}4}$$

Для длинных труб при $Re>10\,000$ эта формула дает практически такие же результаты, что и формула (VI. 24).

Критерий Прандтля

$$Pr=\frac{\mu c}{\lambda}=\frac{0{,}715\cdot 10^{-3}\cdot 3860}{0{,}578}=4{,}75$$

Критерий Нуссельта

$$Nu = 0{,}023\,(10\,800)^{0{,}8}\,(4{,}75)^{0{,}4} = 72{,}3$$

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{Nu\,\lambda}{d_{вн}} = \frac{72{,}3 \cdot 0{,}578}{0{,}02} = 2080\ вт/(м^2 \cdot град)$$

Определение коэффициента теплоотдачи от конденсата к стенке трубы (в межтрубном пространстве).

Воспользуемся формулой (VII. 9)

$$Nu = C\,Re^{0{,}6}\,Pr^{1/3}\,(\mu \mid \mu_{ст})^{0{,}14}$$

Средняя температура конденсата

$$t_{ср,\,2} = \frac{t_1'' + t_2''}{2} = \frac{140 + 103{,}5}{2} = 121{,}8°\,C$$

Физические параметры при $t_{ср,\,2}$: плотность конденсата $\rho = 941\ кг/м^3$; теплопроводность $\lambda = 0{,}590\ ккал/(м \cdot ч \cdot град) = 0{,}686\ вт/(м \cdot град)$; кинематическая вязкость $\nu = 0{,}240 \cdot 10^{-6}\ м^2/сек$; критерий Прандтля $Pr = 1{,}41$.

Поперечное сечение межтрубного пространства

$$S_2 = \frac{\pi}{4}\left(D_{вн}^2 - nd^2\right) = \frac{\pi}{4}\left(0{,}6^2 - 234 \cdot 0{,}025^2\right) = 0{,}17\ м^2$$

где d — наружный диаметр труб.

Скорость конденсата

$$w_2 = \frac{\dfrac{28\,000}{3600 \cdot 941}}{0{,}17} = 0{,}0486\ м/сек$$

Критерий Рейнольдса с учетом того, что Re и Nu в формуле (VII. 9) определяются не по эквивалентному диаметру $d_{экв}$, а по наружному диаметру труб

$$Re = \frac{0{,}0486 \cdot 2{,}5 \cdot 10^{-2}}{0{,}24 \cdot 10^{-6}} = 5080$$

Константа C

$$C = 1{,}16 d_{экв}^{0{,}6}$$

$$d_{экв} = \frac{D_{вн}^2 - nd^2}{D_{вн} + nd} = \frac{0{,}6^2 - 234 \cdot 0{,}025^2}{0{,}6 + 234 \cdot 0{,}025} = 0{,}033\ м$$

Следовательно

$$C = 1{,}16 \cdot 0{,}031^{0{,}6} = 0{,}150$$

Принимаем среднюю температуру стенки $t_{ст,\,ср} \approx 95°\,C$. Тогда вязкость конденсата $\mu = 0{,}310 \cdot 10^{-4}\ кгс \cdot сек/м^2$.

Вязкость конденсата при $t_{ср,\,2}\,\mu = 0{,}226 \cdot 10^{-4}\ кгс \cdot сек/м^2$.

Коэффициент теплоотдачи на стороне конденсата

$$\alpha_2 = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{0{,}150 \cdot 5080^{0{,}6} \cdot 1{,}41^{1/3}\left(\dfrac{0{,}226}{0{,}310}\right)^{0{,}14} \cdot 0{,}686}{0{,}025} = 735\ вт/(м^2 \cdot град)$$

Для многоходовых теплообменников температурный напор, вычисленный для противотока, умножают на коэффициент ε, зависящий от отношений величин

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_2' - t_1'} = \frac{100 - 35}{140 - 35} = 0{,}62$$

$$R = \frac{t_2' - t_2''}{t_1'' - t_1'} = \frac{140 - 103{,}5}{100 - 35} = 0{,}56$$

При $P = 0{,}62$ и $R = 0{,}56$ имеем $\varepsilon = 0{,}87$ *.

Примем толщину слоя отложений $\delta_{от} = 0{,}5\ мм$ и теплопроводность отложений $\lambda_{от} = 1{,}5\ вт/(м \cdot град)$. Толщина стенки трубы $\delta_{ст} = 2\ мм$; теплопроводность стенки трубы $\lambda_{ст} = 45\ вт/(м \cdot град)$; средний радиус трубы

$$r_{тр,\,ср} = \frac{r_1 + r_2}{2} = \frac{\dfrac{21}{2} + \dfrac{25}{2}}{2} = 11{,}5\ мм$$

Подставив соответствующие значения в уравнение (1), получим длину теплообменника

$$l = \frac{1{,}186 \cdot 10^6}{2\pi 234 \cdot 52{,}8 \cdot 0{,}87}\left(\frac{1}{2080 \cdot 0{,}001} + \frac{0{,}0005}{1{,}5 \cdot 0{,}0103} + \frac{0{,}002}{45 \cdot 0{,}0115} + \frac{1}{735 \cdot 0{,}0125}\right) = 3{,}4\ м$$

Так как при определении коэффициента теплоотдачи от конденсата к стенке средняя температура стенки была принята приближенно, проверим ее по уравнению

$$Q = 2\pi n r_2 l \alpha_2\,(t_{ср,\,2} - t_{ст,\,ср})\,\varepsilon$$

Отсюда

$$t_{ст.\,ср} = 121{,}8 - \frac{1{,}186 \cdot 10^6}{2\pi \cdot 234 \cdot 0{,}0125 \cdot 3{,}4 \cdot 735 \cdot 0{,}87} = 92{,}2°\,C$$

что близко к принятому значению. Поэтому полученные значения коэффициента теплоотдачи и длины теплообменника можно считать правильными.

Таким образом, теплообменник имеет следующие характеристики:

Число труб	234
Диаметр труб	25/21 *мм*
Длина труб (округленно)	3,5 *м*
Диаметр кожуха	0,6 *м*
Число ходов в трубном пространстве	6
Число ходов в межтрубном пространстве	1

Пример VII. 7. Определить основные размеры теплообменника, в котором охлаждается воздух ($Q_0 = 1240\ м^3/ч$ при нормальных условиях); давление воздуха $p = 1{,}5\ ат$; температура меняется от 76 до 31° С. Начальная температура охлаждающей воды $t_1' = 16°\,C$.

Решение. Ввиду возможности образования накипи охлаждающую воду следует пустить по трубам. Так как коэффициент теплопередачи определяется коэффициентом теплоотдачи α_2 от воздуха к стенке, процесс следует интенсифицировать путем установки в межтрубном пространстве сегментных перегородок.

* См., например, Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 547 (рис. VII-6). *(Прим. ред.)*

Количество тепла, отдаваемого газом, находим из теплового баланса [уравнение (VII.5)].

$$Q = G_2 c_2 (t_2' - t_2'') = \frac{1240}{3600} \cdot 1{,}29 \cdot 1020\,(76 - 31) = 20\,400 \ \textit{вт}$$

где $G_2 = Q_0 \rho_0$; $\rho_0 = 1{,}29$ *кг/м³* — плотность воздуха при нормальных условиях; $c_2 = 0{,}243$ *ккал/(кг · град)* $= 1020$ *дж/(кг · град)* — удельная теплоемкость воздуха.

Считаем, что вода нагревается в теплообменнике на 10° С. Тогда при противотоке температура будет изменяться так:

$$t_2'' = 31 \leftarrow t_2 \leftarrow t_2' = 76$$

$$t_1' = 16 \rightarrow t_1 \rightarrow t_1'' = 26$$

Среднелогарифмический температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(76-26)-(31-16)}{\ln \dfrac{76-26}{31-16}} = 29{,}1^\circ\,С$$

Так как для определения коэффициентов теплоотдачи необходимо знать геометрические параметры теплообменника, находим предварительную величину поверхности аппарата, принимая коэффициент теплопередачи $k = 70$ *вт/(м² · град)*. Тогда

$$F = \frac{Q}{k\,\Delta t_{ср}} = \frac{20\,400}{70 \cdot 29{,}1} = 10 \ \textit{м}^2$$

Выбираем теплообменник с 37 трубами диаметром 25/21 *мм*; при этом длина труб

$$l = \frac{10}{\pi 0{,}025 \cdot 37} = 3{,}44 \ \textit{м}$$

Рис. VII-7. Расположение труб и перегородок в теплообменнике (к примеру VII-7).

Определение коэффициента теплоотдачи от воздуха к стенке. Считая, что трубы расположены в вершинах равностороннего треугольника и приняв внутренний диаметр кожуха $D_{вн} = 0{,}25$ *м* и шаг (расстояние между осями смежных труб) $t = 1{,}28\ d = 32$ *мм*, получим размещение, показанное на рис. VII-7.

Коэффициент теплоотдачи определяем по формуле (VII.9), которая при наличии сегментных перегородок принимает вид

$$\mathrm{Nu} = 0{,}24\,\mathrm{Re}^{0{,}6}\mathrm{Pr}^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14}$$

Определяем минимальное сечение потока

$$S_{мин} = \sqrt{S_{прод} S_{попер}}$$

Минимальное продольное сечение потока

$$S_{прод} = \frac{D_{вн}^2}{4}\left(2\pi \frac{\varphi}{360} - \sin\varphi\cos\varphi\right) - n'\pi\frac{d^2}{4}$$

При высоте сегмента, свободного от перегородки, $h = 0{,}06$ *м* центральный угол (см. рис. VII-7) составляет

$$\varphi = \arccos\frac{D_{вн} - 2h}{D_{вн}} = \arccos\frac{0{,}25 - 2 \cdot 0{,}06}{0{,}25} = 58{,}7^\circ$$

Число труб в свободном сечении $n' = 4$.

Следовательно

$$S_{прод} = \frac{0{,}25^2}{4}\left(2\pi\frac{58{,}7}{360} - 0{,}853 \cdot 0{,}52\right) - 4\pi\frac{0{,}025^2}{4} = 0{,}713 \cdot 10^{-2} \ \textit{м}^2$$

Поперечное сечение потока

$$S_{попер} = l' \sum s = 0{,}1 \cdot 8\,(0{,}032 - 0{,}025) = 0{,}0056 \ \textit{м}^2$$

где $l' = 0{,}1$ *м* — принятое расстояние между перегородками; $s = t - d$ — расстояние между трубами, *м*.

Таким образом

$$S_{мин} = \sqrt{0{,}00713 \cdot 0{,}0056} = 0{,}0063 \ \textit{м}^2$$

Определим скорость газа в минимальном сечении, подставляя значение расхода газа при рабочих условиях: $p = 1{,}5$ *ат* и $t_{ср,\,2} = \dfrac{76+31}{2} = 53{,}5^\circ$ С

$$w_2 = \frac{Q_{об}}{S_{мин}} = \frac{\dfrac{1240}{3600} \cdot \dfrac{1}{1{,}5} \cdot \dfrac{53{,}5 + 273}{273}}{0{,}0063} = 44 \ \textit{м/сек}$$

Физические параметры воздуха при $t_{ср,\,2} = 53{,}5^\circ$ С: динамическая вязкость $\mu = 2{,}02 \cdot 10^{-6}$ *кгс · сек/м²* $= 1{,}99 \cdot 10^{-5}$ *н · сек/м²*; теплопроводность $\lambda = 2{,}365 \cdot 10^{-2}$ *ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹* $= 2{,}76 \cdot 10^{-2}$ *вт/(м · град)*; критерий Прандтля $\mathrm{Pr} = 0{,}722$; плотность (при $p = 1$ *ат*) $\rho_0 = 1{,}066$ *кг/м³*; плотность (при $p = 1{,}5$ *ат*) $\rho = 1{,}066 \cdot 1{,}5 = 1{,}6$ *кг/м³*; кинематическая вязкость при $t_{ср,\,2} = 53{,}5^\circ$ С и $p = 1{,}5$ *ат*

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1{,}99 \cdot 10^{-5}}{1{,}6} = 1{,}24 \cdot 10^{-5} \ \textit{м}^2/\textit{сек}$$

Следует учитывать, что для газов динамическая вязкость, теплопроводность и критерий Прандтля при обычных давлениях мало зависят от величины давления, а кинематическая вязкость обратно пропорциональна давлению.

Критерий Рейнольдса

$$\mathrm{Re} = \frac{w_2 d}{\nu} = \frac{44 \cdot 0{,}025}{0{,}124 \cdot 10^{-4}} = 89\,000$$

Учитывая, что в формуле (VII.9) Nu и Re определяются по наружному диаметру труб, а не по $d_{экв}$, а также принимая $(\mu/\mu_{ст})^{0{,}14} = 1$, так как вязкость газа мало меняется при изменении температуры, находим коэффициент теплоотдачи от воздуха к стенке

$$\alpha_2 = \frac{\lambda\,\mathrm{Nu}}{d} = \frac{2{,}76 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}24 \cdot 89\,000^{0{,}6} \cdot 0{,}722^{1/3}}{0{,}025} = 224 \ \textit{вт/(м}^2 \cdot \textit{град)}$$

Определение коэффициента теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде.

Расход охлаждающей воды определяем из уравнения теплового баланса

$$G_1 = \frac{Q}{c_1 (t_1'' - t_1')} = \frac{20\,400}{4190\,(26 - 16)} = 0{,}486 \ \textit{кг/сек}$$

Сечение трубного пространства

$$S = n\pi\frac{d_{вн}^2}{4} = 37\pi\frac{0{,}021^2}{4} = 1{,}28 \cdot 10^{-2} \ \textit{м}^2$$

Скорость воды

$$w_1 = \frac{G_1/\rho}{S} = \frac{0{,}486/998}{1{,}28 \cdot 10^{-2}} = 0{,}0381 \ \textit{м/сек}$$

Физические параметры воды при средней температуре

$$t_{ср,1} = \frac{26+16}{2} = 21^\circ C$$

плотность $\rho = 998$ *кг/м³*; удельная теплоемкость $c = 4190$ *дж/(кг · град)*; теплопроводность $\lambda = 0{,}517$ *ккал · м⁻¹ · ч⁻¹ · град⁻¹* $= 0{,}602$ *вт/(м · град)*; критерий Прандтля $Pr = 6{,}9$; кинематическая вязкость $\nu = 0{,}98 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*.
Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w_1 d}{\nu} = \frac{0{,}0381 \cdot 0{,}021}{0{,}98 \cdot 10^{-6}} = 817$$

Поскольку течение ламинарное, используем формулу (VI.21)

$$Nu = \left[3{,}65 + \frac{0{,}0668B}{1+0{,}045B^{2/3}}\right]\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14}$$

Пользуясь длиной l труб, принятой по предварительной оценке величины поверхности теплообмена, находим

$$B = \frac{Re\,Pr\,d}{l} = \frac{817 \cdot 6{,}9 \cdot 0{,}021}{3{,}35} = 35{,}4$$

Принимаем температуру стенки $t_{ст,\,ср} = 40^\circ C$.
Динамическая вязкость воды при $t_{ст,\,ср}$ $\mu_{ст} = 0{,}667 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²*.
Динамическая вязкость воздуха при $t_{ср,1}$ $\mu = 1 \cdot 10^{-4}$ *кгс · сек/м²*.
Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_1 = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{\left(3{,}65 + \dfrac{0{,}0668 \cdot 35{,}4}{1+0{,}045 \cdot 35{,}4^{2/3}}\right)\left(\dfrac{1}{0{,}667}\right)^{0{,}14} \cdot 0{,}602}{0{,}021} = 163 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Длину теплообменника определяем по формуле (VII.3), преобразованной к виду

$$Q = \frac{2\pi n l\,\Delta t_{ср}}{\dfrac{1}{\alpha_1 r_1} + \dfrac{\delta_н}{\lambda_{от} r_{ср,\,от}} + \dfrac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{ср,\,тр}} + \dfrac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

Отсюда, принимая, что для отлагающегося слоя накипи $\lambda_{от}/\delta_{от} = 2000$ *вт/(м² · град)* и зная, что $r_1 = \frac{0{,}021}{2}$, $r_{ср,\,тр} = \frac{0{,}021+0{,}025}{4} = 0{,}0115$ *м* и $\lambda_{ст} = 45$ *вт/(м · град)*, получим

$$l = \frac{20\,400}{2\pi \cdot 37 \cdot 29{,}1}\left(\frac{1}{163 \cdot 0{,}0105} + \frac{1}{2000 \cdot 0{,}0105} + \frac{0{,}002}{45 \cdot 0{,}0115} + \frac{1}{224 \cdot 0{,}0125}\right) \approx 3 \text{ м}$$

Для проверки температуры стенки пользуемся уравнением

$$Q = \alpha_1 2\pi n r_1 l\,(t_{ст,\,ср} - t_{ср,1})$$

Получаем

$$t_{ср,\,ст} = 21 + \frac{20\,400}{163 \cdot 2\pi \cdot 37 \cdot 0{,}0105 \cdot 3} \approx 38^\circ C$$

Так как полученные величины длины труб и температуры стенки близки к принятым, расчет считаем законченным.
Основные характеристики теплообменника:

Диаметр кожуха D, *м*	250
Число труб n	37
Диаметр труб d, *мм*	25/21
Длина труб l, *мм*	3000
Расстояние между сегментными перегородками l', *мм*	100

Пример VII. 8. Определить объем скруббера для охлаждения сухого воздуха от начальной температуры $t_2' = 80^\circ C$ до $t_2'' = 25^\circ C$. Температура охлаждающей воды $t_1' = 15^\circ C$; расход воздуха $G_г = 12\,000$ *кг/ч*; расход воды $G_ж = 8000$ *кг/ч*; диаметр скруббера $D = 1{,}4$ *м*; удельная поверхность насадки $\sigma = 65$ *м²/м³*.

Решение. Составляем тепловой баланс.
Количество поступающего тепла:
с воздухом $G_г c_г t_2'$; с водой $G_ж t_1'$.
Количество удаляемого тепла:
с воздухом $G_г c_г t_2''$; с водяным паром $xG_г i''$; с водой $G_ж t_1''$.
Следовательно

$$G_г c_г t_2' + G_ж t_1' = G_г c_2 t_г'' + xG_г i'' + G_ж t_1''$$

где $c_г = 0{,}24$ — удельная теплоемкость воздуха, *ккал/(кг · град)*; $x = 0{,}02$ — влагосодержание насыщенного воздуха, *кг/кг*; $i'' = 608$ — энтальпия паров воды при t_2'', *ккал/кг*.

Таким образом, конечная температура воды

$$t_1'' = t_1' + \frac{G_г c_г (t_2' - t_2'') - xG_г i''}{G_ж} =$$

$$= 15 + \frac{12\,000 \cdot 0{,}24\,(80-25) - 0{,}02 \cdot 12\,000 \cdot 608}{8000} = 16{,}6^\circ C$$

При изменении температур

$$80 \longrightarrow 25$$
$$16{,}6 \longleftarrow 15$$

согласно уравнению (VII.7), среднелогарифмический температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{(80-16{,}6)-(25-15)}{2{,}3\lg\dfrac{80-16{,}6}{25-15}} = 28{,}8\,^\circ C$$

Количество переданного тепла в соответствии с уравнением (VII.5)

$$Q = G_г c_г (t_2' - t_2'') = \frac{12\,000}{3600} \cdot 0{,}24 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3\,(80-25) = 184\,000 \text{ вт}$$

Коэффициент теплопередачи для рассматриваемых условий определен ранее (см. пример VI.11) и составляет

$$k = 58 \text{ вт/(м}^2 \cdot \text{град)}$$

Поверхность теплопередачи находим по уравнению (VII.2)

$$F = \frac{Q}{k\,\Delta t_{ср}} = \frac{184\,000}{58 \cdot 28{,}8} = 110 \text{ м}^2$$

Объем насадки

$$V = \frac{F}{\sigma} = \frac{110}{65} = 1{,}7 \text{ м}^3$$

Пример VII. 9. В сборнике с мешалкой, обеспечивающей практически полное перемешивание, находится метиловый спирт ($G = 5000$ *кг*) при температуре 20° С. Определить время, необходимое для нагревания спирта до 50° С, а также температуру

спирта через 0,2 *ч* после начала нагрева паром, поступающим в рубашку при температуре 120° С. Поверхность нагрева $F = 2{,}5$ *м*²; коэффициент теплопередачи $k = 1200$ *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость спирта $c = 2680$ *дж/(кг·град)*.

Решение. Так как благодаря перемешиванию температура жидкости изменяется только во времени, а температура греющего агента (насыщенного пара) остается постоянной, можно воспользоваться уравнением (VII.10)

$$Q/\tau = kF\,\Delta t_{ср}$$

Количество переданного тепла определяем из теплового баланса

$$Q = Gc\,(t_{к,1} - t_{н,1}) = 5000 \cdot 2680\,(50 - 20) = 4{,}02 \cdot 10^8\ дж = 96\,000\ ккал$$

Изменение температуры

$$20 \longrightarrow 50$$
$$120 \longleftarrow 120$$

Следовательно

$$\Delta t_0 = 120 - 20 = 100\ °C$$
$$\Delta t_\tau = 120 - 50 = 70\ °C$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_\tau}{\ln \dfrac{\Delta t_0}{\Delta t_\tau}} = \frac{100 - 70}{2{,}3 \lg \dfrac{100}{70}} = 84{,}3\ °C$$

Время, необходимое для нагревания

$$\tau = \frac{Q}{kF\,\Delta t_{ср}} = \frac{4{,}02 \cdot 10^8}{1200 \cdot 2{,}5 \cdot 84{,}3} = 1590\ сек = 0{,}442\ ч$$

Для определения температуры метилового спирта t_1 через 0,2 *ч* после начала нагревания уравнение (VII.10) следует переписать в следующем виде:

$$Q = kF \frac{(t_2 - t_{н,1}) - (t_2 - t_1)}{\ln \dfrac{t_2 - t_{н,1}}{t_2 - t_1}}\,\tau = Gc\,(t_1 - t_{н,1})$$

Отсюда

$$\ln \frac{t_2 - t_{н,1}}{t_2 - t_1} = \frac{kF\tau}{Gc}$$

и

$$t_1 = t_2 - (t_2 - t_{н,1})\,e^{-\frac{kF\tau}{Gc}}$$

После подстановки числовых величин получаем

$$t_1 = 120 - (120 - 20)\,e^{-\frac{1200 \cdot 2{,}5 \cdot 0{,}2 \cdot 3600}{5000 \cdot 2680}} = 35\ °C$$

Пример VII. 10. В сборнике с интенсивно работающей мешалкой находится 10%-ный раствор NaOH ($G = 5000$ *кг*), начальная температура которого $t_{н,1} = 95°$ С. Необходимо охладить раствор до $t_{к,1} = 30°$ С за 1 *ч*. Для охлаждения используют $G_2 = 30$ *т/ч* воды при температуре $t_2' = 15°$ С. Сборник снабжен охлаждающей рубашкой. Поверхность теплообмена $F = 10$ *м*², коэффициент теплопередачи $k = 450$ *вт/(м²·град)*. Если рабочая поверхность

рубашки окажется недостаточной, то в сборнике можно установить змеевик. Коэффициент теплопередачи при охлаждении с помощью змеевика $k' = 900$ *вт/(м²·град)*. Удельная теплоемкость NaOH $c = 3860$ *дж/(кг·град)*. Определить также максимальную конечную температуру охлаждающей воды.

Решение. Так как температура жидкости в сборнике изменяется только во времени, а температура охлаждающей воды — и во времени и в пространстве, используем уравнение (VII.11).

Определяем количество тепла, передаваемого через рубашку за 1 *ч*

$$Q_1 = kF\,\Delta t'_{ср}\tau$$

Константу B для определения среднего температурного напора $\Delta t'_{ср}$ вычисляем по уравнению (VII.13)

$$B = e^{\frac{kF}{G_2c_2}}$$

$$\ln B = \frac{kF}{G_2c_2} = \frac{450 \cdot 10}{\dfrac{30\,000}{3\,600} \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} = 0{,}129$$

$$B = 1{,}138$$

величина $4{,}19 \cdot 10^3$ *дж/(кг·град)* — удельная теплоемкость воды.

Средний температурный напор находим по уравнению (VII. 12)

$$\Delta t'_{ср} = \frac{t_{н,1} - t_{к,1}}{\ln \dfrac{t_{н,1} - t_2}{t_{к,1} - t_2}} \cdot \frac{B - 1}{B \ln B} = \frac{95 - 30}{\ln \dfrac{95 - 15}{30 - 15}} \cdot \frac{1{,}138 - 1}{1{,}138 \cdot 0{,}129} = 36{,}8\ °C$$

Количество тепла, передаваемого через рубашку

$$Q_1 = 450 \cdot 10 \cdot 36{,}8 \cdot 3600 = 5{,}96 \cdot 10^8\ дж$$

Общее количество тепла, которое нужно отнять у раствора

$$Q = Gc\,(t_{н,1} - t_{к,1}) = 5000 \cdot 3860\,(95 - 30) = 12{,}5 \cdot 10^8\ дж$$

Это больше, чем можно отнять через рубашку (Q_1); поэтому установим в сборнике змеевик. Количество тепла, которое надо отнять с помощью змеевика

$$Q_2 = Q - Q_1 = 12{,}5 \cdot 10^8 - 5{,}96 \cdot 10^8 = 6{,}54 \cdot 10^8\ дж$$

Определяем поверхность теплообмена змеевика, пользуясь тем же уравнением (VII.11)

$$Q_2 = k'F' \frac{t_{н,1} - t_{к,1}}{\ln \dfrac{t_{н,1} - t_3'}{t_{к,1} - t_3'}} \cdot \frac{B' - 1}{B' \ln B'}$$

Из уравнения (VII. 13)

$$\ln B' = \frac{k'F'}{G_3c_2}$$

где G_3 — расход воды в змеевике; F' — поверхность змеевика; t_3' — температура воды на входе в змеевик.

Поэтому

$$\frac{B'-1}{B'}=\frac{q\ln\dfrac{t_{н,1}-t'_3}{t_{к,1}-t'_3}}{G_3c_2(t_{н,1}-t_{к,1})}$$

или

$$e^{\frac{k'F'}{G_3c_2}}=\frac{1}{Q_2\ln\dfrac{t_{н,1}-t'_3}{1-\dfrac{t_{к,1}-t'_3}{G_3c_2(t_{н,1}-t_{к,1})}}}$$

Подставив в это уравнение числовые значения (начальная температура воды t'_3 совпадает с температурой воды в рубашке; расход охлаждающей воды в змеевике принимаем $G_3 = 8000$ *кг/ч* $= 2{,}22$ *кг/сек*), получаем

$$F'=\frac{2{,}22\cdot4{,}19\cdot10^3}{900}\ln\frac{1}{1-\dfrac{6{,}54\cdot10^8\ln\dfrac{95-15}{30-15}}{2{,}22\cdot4{,}19\cdot10^3(95-30)\cdot3600}}=7{,}4\ м^2$$

Таким образом, требуется установить змеевик средней поверхностью $F' = 7{,}4$ $м^2$.

Максимальные температуры охлаждающей воды определяем по уравнению (VII.13)

$$B=\frac{t_1-t'_2}{t_1-t''_2}$$

откуда

$$t''_2=t_1-\frac{t_1-t'_2}{B}$$

Конечные температуры воды будут максимальными в начале охлаждения, т. е. при $t_1 = t_{н,1} = 95°$ С.

Для охлаждающей воды в рубашке

$$t''_{н,2}=95-\frac{95-15}{1{,}138}=24{,}5\ °C$$

Для охлаждающей воды в змеевике

$$t''_{н,3}=95-\frac{95-15}{e^{\frac{900\cdot7{,}4}{2{,}22\cdot4190}}}=95-\frac{95-15}{2{,}04}=55{,}9\ °C$$

Пример VII. 11. В реакторе с рубашкой находится жидкий реагент, расход которого $G_1 = 3000$ *кг*, а температура $t_{н,1} = 20°$ С. Определить время, необходимое для нагрева реагента до $t_{к,1} = 80°$ С, если известно, что помимо нагрева через рубашку, в результате протекания реакции выделяется постоянное количество тепла $Q_р = 50\,000$ *ккал/ч*. Нагрев осуществляется насыщенным водяным паром, температура которого $t_2 = 110°$ С. Поверхность теплообмена рубашки $F = 3{,}5$ $м^2$; коэффициент теплопередачи $k = 650$ *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость жидкости $c_1 = 3900$ *дж/(кг·град)*.

В результате эффективного перемешивания температура в реакторе полностью выравнивается.

Решение. Составим тепловой баланс для элемента времени $d\tau$, в течение которого температура изменяется на dt_1

$$G_1c_1\,dt_1=kF(t_2-t_1)\,d\tau+Q_р\,d\tau$$

Температура t_2 постоянна во времени и в пространстве (конденсирующийся пар), а температура t_1 изменяется во времени от $t_{н,1} = 20°$ С до $t_{к,1} = 80°$ С.

Разделив переменные и интегрируя, получим

$$\tau=\int_{t_{н,1}}^{t_{к,1}}\frac{G_1c_1\,dt_1}{kF(t_2-t_1)+Q_р}=\frac{G_1c_1}{kF}\ln\frac{t_2+\dfrac{Q_р}{kF}-t_{н,1}}{t_2+\dfrac{Q_р}{kF}-t_{к,1}}$$

Подставляя в это выражение числовые значения величин и переводя теплоту реакции из *ккал/ч* в *вт* делением на 0,86, получим время нагревания

$$\tau=\frac{3000\cdot3900}{650\cdot3{,}5}\ln\frac{110+\dfrac{50\,000}{650\cdot3{,}5\cdot0{,}86}-20}{110+\dfrac{50\,000}{650\cdot3{,}5\cdot0{,}86}-80}=3760\ сек=1{,}04\ ч$$

Пример VII. 12. Определить время, необходимое для нагрева частиц псевдоожиженного слоя от температуры $\theta_0 = 20°$ С до $\theta_к = 120°$ С. Нагрев осуществляется с помощью горячего воздуха, температура которого равна 125° С; скорость воздуха $w = 0{,}5$ *м/сек*; диаметр частиц $d_ч = 0{,}1$ *мм*; коэффициент сферичности частиц $\psi = 0{,}95$; порозность слоя $\varepsilon = 0{,}35$; плотность твердых частиц $\rho_ч = 2800$ *кг/м³*; удельная теплоемкость твердых частиц $c_ч = 0{,}21$ *ккал/(кг·град)*; количество твердых частиц $M = 60$ *кг*; диаметр колонны $d = 0{,}4$ *м*.

Решение. Для получения зависимости температуры твердых частиц θ от времени τ полагаем, что благодаря перемешиванию температура газа и твердых частиц, образующих псевдоожиженный слой, выравнивается. Тогда, если предположить, что теплопроводность твердых частиц достаточно велика, а потерями тепла можно пренебречь, то количество переданного тепла за интервал времени $d\tau$ составит

$$dQ=\alpha S(t-\theta)\,d\tau$$

где S — общая поверхность контакта между газом и частицами; t — температура газа, равная благодаря интенсивному перемешиванию его температуре на выходе.

Тепло, отдаваемое газом

$$dQ=Gc_p(t_0-t)\,d\tau$$

где c_p — удельная теплоемкость воздуха, *ккал/(кг·град)*.

Тепло, воспринимаемое частицами

$$dQ=Mc_ч\,d\theta$$

Тепловой баланс выражается равенствами

$$\alpha S(t-\theta)\,d\tau=Gc_p(t_0-t)\,d\tau=Mc_ч\,d\theta$$

Из первого равенства получаем

$$t=\frac{t_0+\frac{\alpha S}{Gc_p}\theta}{1+\frac{\alpha S}{Gc_p}}$$

откуда

$$\frac{\alpha S}{Mc_ч}d\tau=\frac{d\theta}{\frac{t_0+\frac{\alpha S}{Gc_p}}{1+\frac{\alpha S}{Gc_p}}-\theta}=\left(1+\frac{\alpha S}{Gc_p}\right)\frac{d\theta}{t_0-\theta}$$

Интегрируя в пределах от θ_0 до θ и от 0 до τ, получим выражение для времени нагревания

$$\tau=\frac{Mc_ч}{\alpha S}\left(1+\frac{\alpha S}{Gc_p}\right)\ln\frac{t_0-\theta_0}{t_0-\theta} \qquad (1)$$

Расход газа

$$G=\frac{\pi d^2}{4}w\rho=\frac{\pi}{4}0{,}4^2\cdot 0{,}5\cdot 0{,}89=0{,}0558\ кг/сек$$

где $\rho=0{,}89$ *кг/м³* — плотность воздуха при 120° С.

Коэффициент теплоотдачи определяют по формуле (VI.40) или (VI.41).

Критерий Рейнольдса

$$\mathrm{Re}=\frac{wd_ч}{\nu}=\frac{0{,}5\cdot 1\cdot 10^{-4}}{2{,}62\cdot 10^{-5}}=1{,}91$$

где $\nu=2{,}62\cdot 10^{-5}$ *м²/сек* — вязкость воздуха при 120° С.

Критерий Архимеда

$$\mathrm{Ar}=\frac{d_ч^3 g}{\nu^2}\cdot\frac{\rho_ч-\rho}{\rho}=\frac{(1\cdot 10^{-4})^3\cdot 9{,}81}{(2{,}62\cdot 10^{-5})^2}\cdot\frac{2800-0{,}89}{0{,}89}=45{,}1$$

Так как $\mathrm{ReAr}^{0,4}=8{,}8>2{,}15$, используем формулу (VI.41)

$$\mathrm{Nu}=0{,}943\mathrm{Re}^{-1}\mathrm{Pr}^{0,33}\mathrm{Ar}^{0,69}=0{,}943\frac{0{,}722^{0,33}\cdot 45{,}1^{0,69}}{1{,}91}=6{,}18$$

где $\mathrm{Pr}=0{,}722$ — критерий Прандтля для воздуха.

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha=\frac{\mathrm{Nu}\,\lambda}{d_ч}=\frac{6{,}18}{10^{-4}}\cdot 3{,}2\cdot 10^{-2}=1975\ вт/(м^2\cdot град)$$

где $\lambda=3{,}2\cdot 10^{-2}$ *вт/(м · град)* — теплопроводность воздуха при 120° С.

Поверхность контакта

$$S=\frac{M}{\frac{\pi}{6}d_ч^3\rho_ч}\cdot\frac{\pi}{4}d^2\frac{1}{\psi}=\frac{3}{2}\cdot\frac{M}{d_ч\rho_ч\psi}=\frac{3}{2}\cdot\frac{60}{10^{-4}\cdot 2800\cdot 0{,}95}=340\ м^2$$

Подставив числовые значения в уравнение (1), получим

$$\tau=\frac{60\cdot 0{,}21\cdot 4{,}19\cdot 10^3}{1975\cdot 340}\left(1+\frac{1975\cdot 340}{0{,}0558\cdot 0{,}245\cdot 4{,}19\cdot 10^3}\right)\times$$
$$\times\ln\frac{125-20}{125-120}=2810\ сек=0{,}78\ ч$$

где удельная теплоемкость воздуха принимается равной 0,245 *ккал/(кг · град)*.

Пример VII. 13. Определить температуру кипения бензола при давлении 270 *мм рт. ст.* Температура кипения бензола при нормальном давлении равна 80,18° С. Известно также, что при 20° С давление паров бензола равно 74,7 *мм рт. ст.*

Решение. Для определения температуры кипения воспользуемся двумя методами.

Метод Дюринга — уравнение (VII.19).

В качестве эталонной жидкости выбираем воду.

Константа K

$$K=\frac{t_{к,2}-t_{к,1}}{t'_{к,2}-t'_{к,1}}=\frac{80{,}18-20}{100-45{,}75}=1{,}113$$

где $t_{к,2}=100°$ С — температура кипения воды при атмосферном давлении, $t'_{к,1}=45{,}75°$ С при давлении 74,7 *мм рт. ст.*

Зная константу K, определяем температуру кипения бензола $t_к$ при 270 *мм рт. ст.*:

$$K=\frac{t_к-t_{к,1}}{t'_к-t'_{к,1}}=1{,}113$$

откуда

$$t_к=20+1{,}113\,(73{,}38-45{,}75)=50{,}6\ °C$$

где $t'_к=73{,}38°$ С — температура кипения воды при 270 *мм рт. ст.*

Метод Брату — уравнение (VII. 20)

$$\lg(\pi+1)=0{,}301\theta^{0,935}$$

$$\pi=\frac{\lg(p/p_{кр})}{\lg(p_н/p_{кр})}=\frac{\lg\frac{270}{47{,}7\cdot 760}}{\lg\frac{760}{47{,}7\cdot 760}}=1{,}268$$

где $p_{кр}=47{,}7$ *ат* — критическое давление бензола.

Подставив вычисленное значение π в уравнение (VII.20), получим

$$\lg\theta=\frac{1}{0{,}935}\lg\frac{(1+1{,}268)}{0{,}301}=0{,}0777;\quad \theta=1{,}196$$

Значит

$$\theta=\frac{\lg(T_к/T_{кр})}{\lg(T_н/T_{кр})}=1{,}195$$

Отсюда, учитывая, что критическая температура бензола $T_{кр}=288{,}5$ °С, получаем

$$\lg\frac{T_к}{288{,}5+273}=1{,}195\lg\frac{80{,}18+273}{288{,}5+273}=\bar{1}{,}7584$$

и

$$T_к=321{,}9\ °К=48{,}9\ °С$$

Оценить точность обоих методов можно, сопоставив полученные результаты с определенной экспериментально температурой кипения бензола $t_к=50{,}1°$ С (при 270 *мм рт. ст.*).

Пример VII. 14. Вычислить температуру кипения 30%-ного водного раствора NaOH при давлении $p=280$ *мм рт. ст.* Температура кипения 30%-ного раствора NaOH при атмосферном давлении равна 117° С, а давление паров над раствором при температуре 60° С равно 69 *мм рт. ст.* Сравнить полученный результат

с $t_к = 90{,}5°$ С — температурой кипения, найденной экспериментально.

Решение. Для вычисления температуры кипения воспользуемся тремя методами.

Метод Дюринга (см. также пример VII.13; в качестве стандартной жидкости принимаем воду)

$$\frac{t_к - t_{к,\,1}}{t'_к - t'_{к,\,1}} = \frac{t_{к,\,2} - t_{к,\,1}}{t'_{к,\,2} - t'_{к,\,1}}$$

Температура кипения воды при $p = 280$ *мм рт. ст.* $t_к = 74{,}25°$ С; при $p_1 = 69$ *мм рт. ст.* $t_{к,\,1} = 44{,}2°$ С; при атмосферном давлении $t_{к,\,2} = 100°$ С.

Подставив в предыдущее уравнение числовые значения величин, получим

$$t_к = 60 + (74{,}25 - 44{,}2)\,\frac{117 - 60}{100 - 44{,}2} = 90{,}7\ °C$$

Правило Бабо — уравнение (VII.22)

$$\frac{p}{P_п} = \frac{p_1}{P_{п,\,1}}$$

Давление паров над раствором при температуре $t_{к,\,1} = 60°$ С составляет $p_1 = 69$ *мм рт. ст.*

Давление паров воды при той же температуре $P_{п,\,1} = 149{,}4$ *мм рт. ст.* Давление кипения $p = 280$ *мм рт. ст.*

Подставив числовые значения в уравнение (VII.22), получим давление паров воды при температуре кипения раствора

$$P_п = 280\,\frac{149{,}4}{69} = 606\ \text{мм рт. ст.}$$

Давление 606 *мм рт. ст.* соответствует температуре кипения воды $t_к = 93{,}8°$ С. Значит, температура кипения раствора при давлении 280 *мм рт. ст.* также равна 93,8° С.

Метод Тищенко — уравнение (VII.23)

$$\Delta t_с = (\Delta t_с)_н \left(\frac{T}{T_н}\right)^2 \cdot \frac{r_н}{r}$$

Приращение температуры кипения вследствие наличия в жидкости растворенного вещества при нормальном давлении

$$(\Delta t_с)_н = 117 - 100 = 17\ °C$$

Температура кипения воды при $p = 280$ *мм рт. ст.* $T = (74{,}25 + 273)°$ К; при атмосферном давлении $T_к = (100 + 273)°$ К; теплота парообразования воды при атмосферном давлении $r = 539$ *ккал/кг*; при $p = 280$ *мм рт. ст.* $r = 555$ *ккал/кг*.

Подставив числовые значения величин в формулу Тищенко, получим приращение температуры кипения при давлении 280 *мм рт. ст.*

$$\Delta t_с = 17\left(\frac{347{,}25}{373}\right)^2 \frac{539}{555} = 14{,}4\ °C$$

Для определения температуры кипения раствора прибавляем полученную величину к температуре кипения воды

$$t_к = \Delta t_с + t'_к = 14{,}4 + 74{,}25 = 88{,}65\ °C$$

Сравнив вычисленные значения температуры кипения с экспериментальными, можно наглядно убедиться в большей точности метода Дюринга*. Однако применение этого метода ограничено необходимостью наличия двух значений температуры кипения раствора при различных давлениях.

Если давление изменяется незначительно, то в первом приближении можно считать, что $\Delta t_с \approx \text{const}$. Тогда температура кипения раствора

$$t_к = (\Delta t_с)_н + t'_к = 17 + 74{,}25 = 91{,}25\ °C$$

Это значение достаточно близко к экспериментальной величине.

Пример VII.15. Водный раствор NaOH, имеющий концентрацию $c_0 = 12$ вес.%, выпаривают до конечной концентрации $c_к = 40$ вес.%. Расход исходного раствора $S_0 = 1{,}1$ *кг/сек*. Определить основные характеристики выпарного аппарата, если известно, что давление в нем равно 0,1 *ат*, а нагревание осуществляют насыщенным водяным паром под давлением 1,6 *ат*. Разбавленный раствор поступает в выпарной аппарат при $t_0 = 30°$ С.

Решение. Количество выпариваемой воды определяем из уравнения материального баланса (VII. 16)

$$W = S_0\,\frac{c'_к - c_0}{c'_к} = 1{,}1\,\frac{0{,}4 - 0{,}12}{0{,}4} = 0{,}77\ \text{кг/сек}$$

Количество тепла, передаваемого в единицу времени, определяем из уравнения теплового баланса (VII. 16), учитывая также теплоту концентрирования (дегидратации)

$$Q = S_0\,(c_к t_к - c_0 t_0) + W\,(i'' - c_к t_к) + Q_к$$

Удельная теплоемкость разбавленного раствора $c_0 = 3950$ *дж/(кг · град)*; удельная теплоемкость концентрированного раствора $c_к = 3440$ *дж/(кг · град)*; энтальпия насыщенного водяного пара при $p = 0{,}1$ *ат* $i'' = 2{,}59 \cdot 10^6$ *дж/кг*; температура кипения концентрированного раствора при $p = 0{,}1$ *ат* $t_к = 73°$ С.

Теплота разбавления раствора NaOH от 40 до 12% составляет

$$\Delta H_{разб} = -3{,}34 \cdot 10^5\ \text{дж/кг}$$

Расход NaOH

$$G = S_0 c_0 = 1{,}1 \cdot 0{,}12 = 0{,}132\ \text{кг/сек}$$

Теплота концентрирования

$$Q_к = -\Delta H_{разб} G = 3{,}34 \cdot 10^5 \cdot 0{,}132 = 0{,}441 \cdot 10^5\ \text{вт}$$

Подставив эти значения в уравнение теплового баланса, получим

$$Q = 1{,}1\,(3440 \cdot 73 - 3950 \cdot 30) + 0{,}77\,(2{,}59 \cdot 10^6 - 3440 \cdot 73) + 0{,}441 \cdot 10^5 = 1{,}971 \cdot 10^6\ \text{вт}$$

Так как для точного определения коэффициентов теплоотдачи необходимо знать геометрические параметры выпарного аппарата, производим их предварительную оценку. Приближенное значение поверхности теплообмена находим с учетом того, что температура конденсации пара при 1,6 *ат* составляет 111,7° С; принимаем коэффициент теплопередачи $k \approx 800$ *вт/(м² · град)*, а среднюю температуру кипения раствора $t_{к,\,ср} = 84°$ С.

* Для концентрированных растворов, кипящих под вакуумом, правило Бабо следует применять с поправкой В. Н. Стабникова. Значения этих поправок см., например, Чернобыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960, стр. 11. *(Прим. ред.)*

Тогда

$$F = \frac{Q}{k(t - t_{к, ср})} = \frac{1{,}971 \cdot 10^6}{800(111{,}7 - 84)} = 89 \ м^2$$

Выбираем выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой. Диаметр труб $d = 57/50$ *мм*; длина труб $l = 2{,}5$ *м*. Диаметр центральной циркуляционной трубы $D = 0{,}450$ *м*.

Среднее давление в выпарном аппарате определяем по формуле (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср}\rho_{ср}g = 0{,}1 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 + \frac{2{,}5}{2} 0{,}5 \cdot 1390 \cdot 9{,}81 = 1{,}835 \cdot 10^4 \ н/м^2$$

Давление над верхним уровнем жидкости $p = 0{,}1$ *ат*.

Среднюю глубину $H_{ср}$ принимаем равной половине длины труб

$$H_{ср} = \frac{l}{2} = \frac{2{,}5}{2} \ м$$

Плотность 40%-ного раствора NaOH $\rho = 1390$ *кг/м³*.

Среднюю плотность кипящего раствора принимаем равной

$$\rho_{ср} = 0{,}5\rho$$

При давлении $p = 1{,}835 \cdot 10^4 \ н/м^2 = \frac{1{,}835 \cdot 10^4}{9{,}81 \cdot 10^4} \cdot 735 = 137$ *мм рт. ст.* средняя температура кипения 40%-ного раствора NaOH $t_{к, ср} = 85°$ С.

При определении коэффициента теплопередачи, отнесенного к наружной поверхности труб, в примере VI. 12 получено значение коэффициента теплопередачи $k' = 828$ *вт/(м²·град)*.

Необходимая поверхность теплообмена по наружному диаметру труб:

$$F = \frac{Q}{k'(t - t_{к, ср})} = \frac{1{,}97 \cdot 10^6}{828(111{,}7 - 85)} = 89{,}4 \ м^2$$

Выбираем выпарной аппарат с 226 трубами диаметром 57/50 *мм*, длиной 2,5 *м* и номинальной поверхностью нагрева $F = 100$ *м²*.

Пример VII. 16. Для концентрирования раствора $MgCl_2$ имеется выпарной аппарат общей (наружной) поверхностью труб $F = 65 \cdot м^2$ и длиной трубки $l = 3{,}5$ *м*. Определить максимальную производительность аппарата (по исходному раствору), если раствор концентрируют от $c'_0 = 12$ вес. % до $c'_к = 33$ вес. %. Коэффициент теплопередачи, отнесенный к наружной поверхности труб, $k' = 1100$ *вт/(м²·град)*. Выпаривание происходит при атмосферном давлении. В качестве теплоносителя используют насыщенный водяной пар с температурой $t = 145°$ С. Исходный раствор поступает в выпарной аппарат при $t_0 = 20°$ С.

Решение. Определяем температуру кипения $t_{к, ср}$ при среднем давлении в выпарном аппарате, которое может быть найдено по уравнению (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср}\rho_{ср}g = 1{,}01 \cdot 10^5 + \frac{3{,}5}{2} 0{,}6 \cdot 1300 \cdot 9{,}81 = 1{,}14 \cdot 10^5 \ н/м^2$$

Давление над верхним уровнем жидкости $p = 1{,}033$ *ат* $= 1{,}01 \cdot 10^5$ *н/м²*. Среднюю глубину $H_{ср}$ принимаем равной половине длины труб l. Среднюю плотность $\rho_{ср}$ кипящего раствора принимаем равной 0,6 от плотности ρ концентрированного раствора $MgCl_2$, составляющей 1 300 *кг/м³*.

Так как известна температура кипения концентрированного раствора только при нормальном давлении, для определения температуры кипения при $p_{ср} = 1{,}14 \cdot 10^5 \ н/м^2 = 852$ *мм рт. ст.* воспользуемся правилом Бабо (уравнение VII.22). Температура кипения при атмосферном давлении $t_к = 120{,}2°$ С. Давление паров воды при 120,2° С $p'_к = 1498$ *мм рт. ст.* Константу К находим из уравнения (VII.22)

$$К = \frac{p_к}{p'_к} = \frac{760}{1498} = 0{,}507$$

Давление паров воды при температуре кипения $t_{к, ср}$

$$p_к = \frac{852}{0{,}507} = 1683 \ мм \ рт. \ ст.$$

Из таблиц для насыщенного водяного пара находим, что этому давлению соответствует $t_{к, ср} = 123{,}9°$ С. Отсюда, согласно уравнению (VII.18), температурный напор

$$\Delta t_{ср} = t - t_{к, ср} = 145 - 123{,}9 = 21{,}1 \ °C$$

Согласно уравнению (VII.3), количество переданного тепла

$$Q = k'F\,\Delta t_{ср} = 1100 \cdot 65 \cdot 21{,}1 = 1{,}51 \cdot 10^6 \ вт$$

Для определения допустимого расхода исходного раствора воспользуемся уравнением теплового баланса (VII.16)

$$Q = S_0(c_{р, к}t_к - c_{р, 0}t_0) + W(i''' - c_{р, к}t_к)$$

Удельные теплоемкости $c_{р, 0}$ и $c_{р, к}$ исходного и упаренного растворов в зависимости от концентрации определяем с помощью приближенного уравнения

$$c_{р, 0} = (1 - c'_0)c_в + c'_0c_{тв} = (1 - 0{,}12)\,4190 + 0{,}12 \cdot 813 = 3770 \ дж/(кг \cdot град)$$

$$c_{р, к} = (1 - c'_к)c_в + c'_кc_{тв} = (1 + 0{,}33)\,4190 + 0{,}33 \cdot 813 = 3078 \ дж/(кг \cdot град)$$

где удельная теплоемкость $MgCl_2$ $c_{тв} = 813$ *дж/(кг·град)*, а удельная теплоемкость воды $c_в = 4190$ *дж/(кг·град)*.

Выражаем количество вторичного пара через количество исходного раствора, зная концентрации исходного и упаренного растворов

$$W = S_0\frac{c'_к - c'_0}{c'_к} = S_0\frac{0{,}33 - 0{,}12}{0{,}33} = 0{,}637S_0$$

Величина i''' представляет собой энтальпию перегретого водяного пара при $t_к = 120{,}2°$ С и атмосферном давлении

$$i''' = i'' + c'_п(t_к - 100) = 2{,}67 \cdot 10^6 + 2010\,(120{,}2 - 100) = 2{,}71 \cdot 10^6 \ дж/кг$$

где $i'' = 2{,}67 \cdot 10^6$ *дж/кг* — энтальпия насыщенного водяного пара при атмосферном давлении; $c'_п = 2010$ *дж/кг* — средняя удельная теплоемкость перегретого пара в интервале 100—120° С.

Обычно в расчетах принимают, что пар является насыщенным, поскольку из сопоставления полученных значений i'' и i''' видно, что это допущение не вносит большой ошибки.

Подставив числовые значения величин в уравнение теплового баланса, получим допустимый расход исходного раствора

$$S_0 = \frac{1{,}51 \cdot 10^6}{3078 \cdot 120{,}2 - 3770 \cdot 20 + 0{,}637\,(2{,}71 \cdot 10^6 - 3078 \cdot 120{,}2)} = 0{,}846 \ кг/сек = 3050 \ кг/ч$$

Пример VII. 17. Определить производительность выпарного аппарата с естественной внутренней циркуляцией, работающего в периодическом режиме, при концентрировании раствора от начальной концентрации $c_0' = 5$ вес. % до конечной $c_к' = 40$ вес. %.

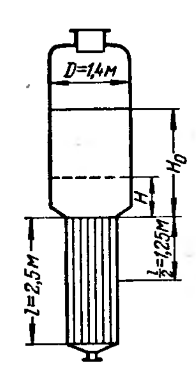


Рис. VII-8. Схема выпарного аппарата (к примеру VII. 17).

Основные характеристики выпарного аппарата (рис. VII. 8) следующие: общая поверхность теплопередачи $F = 65$ *м²*; вертикальный трубный пучок имеет длину $l = 2,5$ *м*; объем раствора, заливаемого в аппарат, $V = 5,72$ *м³*; объем трубного пространства $V_{тр} = 1$ *м³*; диаметр сепарационной зоны $D = 1,4$ *м*. Для обогрева применяют насыщенный водяной пар под давлением 5 *ат*. Выпарку проводят при атмосферном давлении.

Значения температуры кипения при атмосферном давлении, плотности и удельной теплоемкости раствора, а также коэффициента теплопередачи в зависимости от концентрации раствора приведены ниже. Исходный раствор имеет температуру $t_0 = 20°$ C. Коэффициент теплопередачи в период нагревания раствора $k_1 = 380$ *вт/(м²·град)*.

Требуется также сравнить полученную производительность с производительностью такого же выпарного аппарата, работающего при тех же температуре, давлении и концентрации, но в непрерывном режиме.

Параметры раствора и коэффициенты теплопередачи при различных концентрациях раствора:

Концентрация раствора, вес. %	5	10	15	20	30	40
Температура кипения при атмосферном давлении $t_к$, °C	101	102,5	103,9	106	112	123
Удельная теплоемкость *c*, *дж/(кг·град)*	4 100	3 980	3 830	3 700	3 460	3 200
Плотность ρ, *кг/м³*	1 040	1 075	1 110	1 145	1 210	1 280
Коэффициент теплопередачи *k*, *вт/(м²·град)*	1 750	1 640	1 510	1 320	950	410

Решение. Производительность зависит от продолжительности цикла $\tau_ц$

$$\tau_ц = \tau_н + \tau_в + \tau_{всп}$$

где $\tau_н$ — время нагревания до температуры кипения; $\tau_в$ — время, необходимое для выпаривания раствора; $\tau_{всп}$ — вспомогательное время (для загрузки, разгрузки и т. д.), определяемое по практическим данным.

Определение *времени нагревания* производим таким же образом, как для теплообменника, работающего в нестационарном режиме, т. е. по уравнению (VII.10)

$$\tau_н = \frac{Q_н}{k_н F \, \Delta t_{ср}}$$

Количество тепла, необходимого для нагревания

$$Q_н = G_0 c \,(t_{кип} - t_0) = 5,5 \cdot 1040 \cdot 4100\,(101 - 20) = 1,9 \cdot 10^9 \ дж$$

Количество раствора G_0, загружаемого в выпарной аппарат

$$G_0 = V\rho = 5,5 \cdot 1040 = 5720 \ кг$$

Изменение температуры

$$150,6 \longrightarrow t \longrightarrow 150,6$$

$$t_1' = 20 \longrightarrow t_1'' = 101$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{101 - 20}{\ln \dfrac{150,6 - 20}{150,6 - 101}} = 84,2° \,C$$

Время, необходимое для нагревания

$$\tau_н = \frac{1,9 \cdot 10^9}{380 \cdot 65 \cdot 84,2} = 916 \ сек = 0,254 \ ч$$

Время, необходимое для выпаривания раствора, определяем по уравнению (VII. 2), приведенному к виду

$$Q = \frac{dQ_в}{d\tau_в} = kF\,(t - t_{кип,\,ср})$$

Отсюда

$$\tau_в = \int_0^{Q_в} \frac{dQ_в}{kF\,(t - t_{кип,\,ср})}$$

Устанавливаем соотношения между количеством переданного тепла $Q_в$, коэффициентом теплопередачи k и средней температурой кипения $t_{кип,\,ср}$ для нескольких точек. Интегрирование проводим графическим способом.

Точка 0: концентрация $c' = c_0 = 5\%$, температура кипения при атмосферном давлении $t_{кип,\,0} = 101°$ C, коэффициент теплопередачи $k_0 = 1750$ *вт/(м²·град)*. При этих условиях количество переданного тепла $Q_в = 0$.

Средняя температура кипения зависит от среднего давления $p_{ср}$, вычисляемого по уравнению (VII.24)

$$p_{ср} = p + H_{ср}\rho_{ср} g$$

Для упрощения расчетов принимаем

$$H_{ср}\rho_{ср} = \left(\frac{l}{2} \cdot \frac{\rho_{ср}}{\rho} + H\right)\rho$$

где H — высота жидкости над трубками без учета расширения слоя жидкости из-за присутствия пузырьков пара (см. рис. VII-8). Отношение между плотностью жидкости, кипящей в трубах, $\rho_{ср}$ и плотностью жидкости ρ принимаем равным 0,5.

Высота H определяется по уравнению

$$H = \frac{V - V_{тр}\dfrac{\rho_{ср}}{\rho}}{\pi \dfrac{D^2}{4}}\,\rho$$

где V — общий объем раствора в выпарном аппарате, *м³*; $V_{тр} = 1$ — объем трубного пространства, *м³*; $D = 1,4$ — диаметр сепарационной зоны, *м*. —

В иачале выпаривания

$$H_0 = \frac{5{,}72 - 1{,}05}{\pi \frac{1{,}4^2}{4}} = 3{,}4 \ \text{м}$$

Среднее давление кипения

$$p_{ср} = 1{,}033 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 + \left(\frac{2{,}5}{2} \cdot 0{,}5 + 3{,}4\right) 1040 \cdot 9{,}81 = 14{,}15 \cdot 10^4 \ н/м^2$$

Так как давление кипения мало отличается от атмосферного давления, среднюю температуру кипения раствора можно определить путем прибавления величины температурной депрессии при нормальном давлении к температуре кипения воды при среднем давлении кипения

$$t_{кип,\ ср} = t'_{кип} + \Delta t_к = 109{,}6 + 1 = 110{,}6 \ °C$$

где 109,6° С — температура кипения воды при $p_{ср} = 14{,}09 \cdot 10^4 \ н/м^2$; $\Delta t_к = 1°$ С — температурная депрессия (см. температуры кипения раствора на стр. 226).

Определяем величину, обратную тепловому потоку

$$\frac{1}{k_0 F (t - t_{кип,\ ср})} = \frac{1}{1750 \cdot 65\,(150{,}6 - 110{,}6)} = 2{,}2 \cdot 10^{-7} \ вт^{-1}$$

Точка 1: концентрация $c'_1 = 10\%$, температура кипения при атмосферном давлении $t_{к,\,1} = 102{,}5°$ С, коэффициент теплопередачи $k_1 = 1640 \ вт/(м^2 \cdot град)$.

Количество раствора, оставшегося в выпарном аппарате

$$G_1 = G_0 \frac{c'_0}{c'_1} = 5720 \frac{0{,}05}{0{,}10} = 2860 \ кг$$

Количество образовавшегося пара

$$W_1 = G_0 - G_1 = 2860 \ кг$$

Количество тепла, израсходованного на испарение [из теплового баланса (VII.16)]

$$Q_в = G_0 (c_1 t_{к,\,1} - c_0 t_{к,\,0}) + W (i'' - c_1 t_{к,\,1}) = 5720\,(3980 \cdot 102{,}5 - 4100 \cdot 101) + 2860\,(2{,}68 \cdot 10^6 - 3980 \cdot 102{,}5) = 6{,}47 \cdot 10^9 \ дж$$

где удельные теплоемкости в зависимости от концентрации приняты по данным, приведенным на стр. 226; энтальпия насыщенного пара $i'' = 2{,}68 \cdot 10^6 \ дж/кг$.

Объем раствора, оставшегося в выпарном аппарате

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho_1} = \frac{2860}{1075} = 2{,}66 \ м^3$$

Высота жидкости над трубами

$$H_1 = \frac{2{,}66 - 0{,}5}{\frac{\pi}{4} \cdot 1{,}4^2} = 1{,}4 \ м$$

Среднее давление кипения

$$p_{ср} = 10{,}13 \cdot 10^4 + \left(\frac{2{,}5}{2} \cdot 0{,}5 + 1{,}4\right) 1075 \cdot 9{,}81 = 12{,}27 \cdot 10^4 \ н/м^2$$

Средняя температура кипения

$$t_{кип,\ ср} = t'_{кип} + \Delta t_к = 105{,}6 + 3{,}9 = 109{,}5° C$$

Определяем величину, обратную тепловому потоку

$$\frac{1}{k_1 F (t - t_{кип,\ ср})} = \frac{1}{1640 \cdot 65\,(150{,}6 - 109{,}5)} = 2{,}28 \cdot 10^{-7} \ вт^{-1}$$

Проведя аналогичные вычисления для остальных точек, получим значения, приведенные ниже:

Точка	0	1	2	3	4	5
Концентрация раствора c, вес. %	5	10	15	20	30	40
Количество раствора в выпарном аппарате G, кг	5720	2860	1910	1430	955	715
Количество тепла, необходимое для выпаривания, $Q_в \cdot 10^{-9}$, дж	0	6,47	8,22	9,29	10,27	10,84
Высота жидкости над трубами H, м	3,25	1,4	0,785	0,49	0,19	0,068
Среднее давление кипения $p_{ср} \cdot 10^{-4}$, $н/м^2$	14,09	12,27	11,66	11,43	11,10	11,0
Средняя температура кипения $t_{кип,\ ср}$, °C	110,6	109,5	108,0	109,4	114,7	125,4
$\frac{1}{kF(t - t_{кип,\ ср})} \cdot 10^{-7}$, $вт^{-1}$	2,2	2,28	2,39	2,83	4,51	14,9

Для определения времени, необходимого для выпаривания, строим график (рис. VII-9) зависимости величины, обратной тепловому потоку, от количества переданного тепла. Площадь, ограниченная кривой, осью абсцисс и вертикалями $Q_0 = 0$ и $Q_в = 10{,}84 \cdot 10^9$ дж, $F = 7{,}06 \ см^2$. Единице площади соответствует

$$m_F = 2 \cdot 10^{-7} \ сек/(дж \cdot см) \cdot 2 \cdot 10^9 \ дж/см = 4 \cdot 10^2 \ сек/см^2$$

Следовательно, время выпаривания

$$\tau_в = F m_F = 7{,}06 \cdot 4 \cdot 10^2 = 2824 \ сек = 0{,}785 \ ч$$

а продолжительность цикла (если вспомогательное время принято равным 0,35 ч) составляет

$$\tau_ц = 0{,}254 + 0{,}785 + 0{,}35 = 1{,}4 \ ч$$

Производительность выпарного аппарата $G = \frac{G_0}{\tau_ц} = \frac{5720}{1{,}4} \approx 4000 \ кг/ч$ разбавленного раствора.

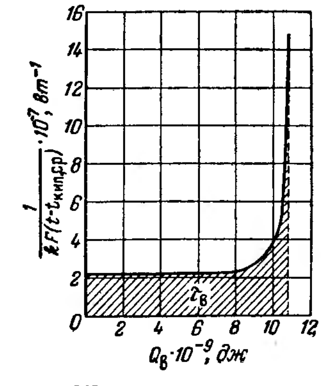


Рис. VII-9. К определению времени выпаривания в примере VII-17.

Определим производительность того же выпарного аппарата *при его работе в непрерывном режиме.*

Количество тепла, передаваемого раствору в единицу времени

$$Q = kF (t - t_{кип,\ ср}) = 410 \cdot 65\,(150{,}6 - 125{,}4) = 6{,}72 \cdot 10^5 \ вт$$

Так как для выпарных аппаратов с естественной циркуляцией концентрация раствора внутри аппарата практически равна его конечной концентрации, то коэффициент теплопередачи и средняя температура кипения соответствуют $c'_к = 40\%$.

Удельный расход тепла на концентрирование 1 *кг* исходного раствора

$$Q_{уд} = \frac{Q_н + Q_в}{G_0} = \frac{1,9 \cdot 10^9 + 10,84 \cdot 10^9}{5720} = 2,23 \cdot 10^6 \ дж/кг$$

Следовательно, производительность аппарата в непрерывном режиме

$$G' = \frac{Q}{Q_{уд}} = \frac{6,72 \cdot 10^5}{2,23 \cdot 10^6} = 0,302 \ кг/сек \approx 1100 \ кг/ч$$

В связи с тем что производительность выпарного аппарата с внутренней циркуляцией при непрерывном режиме оказалась существенно ниже, чем при периодическом, целесообразно применить ступенчатую выпарку, так как при меньшей разности между начальной и конечной концентрациями производительность аппаратов непрерывного действия выше производительности периодически действующих аппаратов. Кроме того, при значительном изменении концентрации в одном аппарате непрерывного действия целесообразно применить прямоточный пленочный выпарной аппарат, в котором выпаривание происходит при однократном прохождении раствора через аппарат, без циркуляции.

Пример VII. 18. Рассчитать трехкорпусную выпарную установку для выпаривания раствора NaOH от начальной концентрации $c'_0 = 14$ вес. % до конечной концентрации $c'_к = 50$ вес. %. Расход исходного раствора $S_0 = 7300$ *кг/ч*; давление пара, обогревающего первый корпус, $p_0 = 6$ *ат*; давление вторичного пара в последнем корпусе $p_3 = 0,1$ *ат*; начальная температура исходного раствора $t_0 = 20°$ С. Раствор и пар движутся противотоком. Поверхности теплообмена всех корпусов должны быть равны между собой. Применить выпарные аппараты с естественной внутренней циркуляцией.

Решение. Направления потоков раствора и пара, а также применяемые обозначения показаны на рис. VII-10.

Запишем систему уравнений, характеризующих процесс.

Материальный баланс корпусов, согласно уравнению (VII. 26)

$$(S_0 - W_1 - W_2 - W_3)\, c'_к = (S_0 - W_2 - W_3)\, c'_2 = (S_0 - W_3)\, c'_3 = S_0 c'_0 \qquad (1)-(3)$$

Тепловой баланс корпусов, согласно уравнению (VII.27)

$$D_0 r_0 = (S_0 - W_2 - W_3)(i_1 - i_2) + W_1 (i''_1 - i_1) \qquad (4)$$

$$W_1 r_1 = (S_0 - W_3)(i_2 - i_3) + W_2 (i''_2 - i_2) \qquad (5)$$

$$W_2 r_2 = S_0 (i_3 - i_0) + W_3 (i''_3 - i_3) \qquad (6)$$

Уравнения теплопередачи корпусов, согласно (VII. 28)

$$D_0 r_0 = k_1 F (t'_0 - t_{ср,\,1}) \qquad (7)$$

$$W_1 r_1 = k_2 F (t'_1 - t_{ср,\,2}) \qquad (8)$$

$$W_2 r_2 = k_3 F (t'_2 - t_{ср,\,3}) \qquad (9)$$

Так как зависимости большинства величин, входящих в эти уравнения (энтальпий растворов и пара, коэффициентов теплопередачи и т. д.), от температуры не могут быть представлены аналитически, решить систему (1)—(9) аналитическим путем нельзя. Используем для ее решения метод последовательных приближений (см. также гл. I).

Методика решения системы уравнений (1)—(9). Делим ее на две группы: систему балансовых уравнений (1)—(6) и систему уравнений теплопередачи (7)—(9). Система уравнений теплового и материального балансов становится определенной, если подставить в нее значения неизвестных температур t'_1 и t'_2 (температуры вторичного насыщенного пара, выделяющегося в первых двух корпусах). Поэтому принимаем в качестве нулевого приближения значения температур t'_1 и t'_2 и подставляем их в балансовые уравнения. При этом получим первое приближение для количеств образующегося пара и концентраций раствора в корпусах. Эти значения подставляем в систему уравнений теплопередачи. При этом получаем, также в первом приближении, значения температуры пара, образующегося в первых двух корпусах, и величины поверхностей теплообмена. Повторяем расчет, исходя на этот раз из значений температур t'_1 и t'_2, полученных в первом приближеиин, и т. д. Система считается решенной, когда *n*-е приближение дает значения, настолько близкие к значениям, вычисленным в (*n* — 1-)ом приближении, что их можно считать равными.

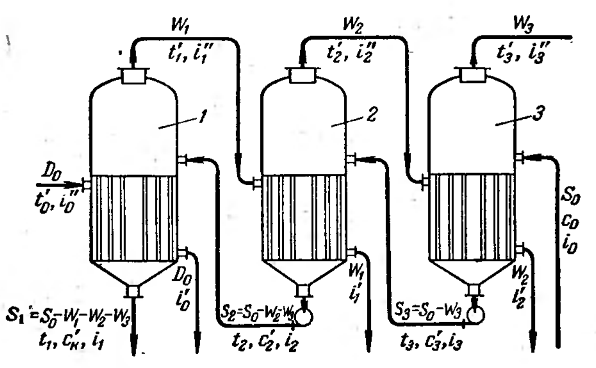


Рис. VII-10. Схема трехкорпусной выпарной установки.

Выбор величин для нулевого приближения. Так как решение системы находится тем быстрее, чем ближе к истинным значения, принятые за нулевое приближение, то для выбора этих значений рекомендуется сначала решить систему уравнений приближенно.

Оценку температур t'_1 и t'_2 для нулевого приближения можно получить следующим методом.

Количество исходного раствора

$$S_0 = \frac{7200}{3600} = 2 \ кг/сек$$

Общее количество выпариваемой воды

$$W = W_1 + W_2 + W_3 = S_0 \left(1 - \frac{c'_0}{c'_к}\right) = 2 \left(1 - \frac{0,14}{0,5}\right) = 1,44 \ кг/сек$$

Оценку промежуточных значений концентраций получим, приняв, что во всех корпусах вода выпаривается поровну

$$W_1 = W_2 = W_3 = \frac{W}{3} = 0,481 \ кг/сек$$

Согласно материальному балансу, промежуточные концентрации имеют следующие значения

$$c'_2 = \frac{S_0 c'_0}{S_0 - W_2 - W_3} = \frac{2 \cdot 0{,}14}{2 - 2 \cdot 0{,}481} = 0{,}269$$

$$c'_3 = \frac{S_0 c'_0}{S_0 - W_3} = \frac{2 \cdot 0{,}14}{2 - 0{,}481} = 0{,}184$$

Концентрация в первом выпарном аппарате равна конечной концентрации: $c'_1 = c'_к = 0{,}5$.

Общая разность температур для всей установки

$$\Delta t_{общ} = \sum_{i=1}^{i=3} \left(t'_{i-1} - t'_i\right) = t'_0 - t'_3 = 158{,}1 - 45{,}5 = 112{,}6°\ C$$

здесь температура насыщенного пара при $p = 6$ *ат* $t'_0 = 158{,}1°$ C, а температура пара при $p = 0{,}1$ *ат* $t'_3 = 45{,}5°$ C.

Температуры кипения раствора при средних давлениях в корпусах отличаются от температур вторичного пара (считаем его насыщенным)

$$t_{ср,\,i} = t'_i + \Delta t_{э,\,i} + \Delta t_{г,\,i}$$

благодаря эбулиоскопическому и гидростатическому эффектам.

Температурную депрессию обычно ориентировочно принимают независимой от давления. Значения эбулиоскопической температурной депрессии* для концентраций $c'_1 = 50\%$, $c'_2 = 26{,}9\%$, $c'_3 = 18{,}4\%$

$$\Delta t_{э,\,1} = 43°\ C;\quad \Delta t_{э,\,2} = 15°\ C;\quad \Delta t_{э,\,3} = 9°\ C$$

Наибольшая гидростатическая температурная депрессия наблюдается в третьем корпусе. Так как $\Delta t_э$ считается независимой от давления, то $\Delta t_г$ ориентировочно можно отнести к воде.

Среднее давление кипения в третьем корпусе находим по уравнению (VII. 24)

$$p_{ср,\,3} = p_3 + H_{ср}\rho_{ср}g = 0{,}1 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4 + \frac{2{,}5}{2}\, 0{,}3 \cdot 1205 \cdot 9{,}81 = 1{,}424 \cdot 10^4\ н/м^2$$

где глубина $H_{ср}$ равна половине длины труб кипятильника, принятой равной 2,5 *м*; плотность 18,4%-ного раствора NaOH $\rho = 1205$ *кг/м³*; средняя плотность кипящей жидкости $\rho_{ср} = 0{,}3\,\rho$.

Температура кипения при давлении $p_{ср,\,3}$ (Приложение XI) $t'_{ср,\,3} = 52{,}8°$ C, а гидростатическая температурная депрессия в третьем корпусе

$$\Delta t_{г,\,3} = t'_{ср,\,3} - t'_3 = 52{,}8 - 45{,}5 = 7{,}3°\ C$$

Аналогично определяем гидростатическую температурную депрессию и в остальных корпусах, получая при этом $\Delta t_{г,\,2} = 2{,}5°$ C и $\Delta t_{г,\,1} = 1°$ C.

Полезная разность температур для всей установки получается вычитанием суммы температурных потерь из общей разности температур

$$\Delta t_п = \sum_{i=1}^{i=3} \left(t'_{i-1} - t_{ср,\,i}\right) = \Delta t_{об} - \sum_{i=1}^{i=3} \left(\Delta t_{э,\,i} + \Delta t_{г,\,i}\right) -$$

$$- \sum \Delta t_{пот} = 112{,}6 - (43 + 15 + 9 + 1 + 2{,}5 + 7{,}3) - 2 = 32{,}8°\ C$$

* Для уменьшения ошибки, получаемой вследствие допущения о независимости температурной депрессии от давления, величины $\Delta t_{э,\,i}$ взяты здесь при приблизительных значениях давления в корпусах: $p_1 = 1{,}05$ *ат*; $p_2 = 0{,}4$ *ат*; $p_3 = 0{,}1$ *ат*.

где $\sum \Delta t_{пот} = 2°$ — сумма дополнительных температурных потерь, возникающих главным образом вследствие гидравлических сопротивлений в паропроводах между корпусами. Между первым и вторым и между вторым и третьим корпусами температурная потеря вследствие гидравлических сопротивлений принимается равной 1° C.

Делим полезную разность температур $\Delta t_п$ по корпусам приблизительно поровну*

$$\Delta t_{ср,\,1} = 11{,}9°\ C;\quad \Delta t_{ср,\,2} = 11°\ C;\quad \Delta t_{ср,\,3} = 11°\ C$$

Определяем температуры кипения раствора в корпусах для нулевого приближения (значение $t'_3 = 45{,}5°$ C известно из условий задачи)

$$t_{ср,\,3} = t'_3 + \Delta t_{э,\,3} + \Delta t_{г,\,3} = 45{,}5 + 9 + 7{,}3 = 61{,}8°\ C$$

$$t'_2 = t_{ср,\,3} + \Delta t_{ср,\,3} + \Delta t_{пот} = 61{,}8 + 11 + 1 = 73{,}8°\ C$$

$$t_{ср,\,2} = t'_2 + \Delta t_{э,\,2} + \Delta t_{г,\,2} = 73{,}8 + 15 + 2{,}5 = 91{,}3°\ C$$

$$t'_1 = t_{ср,\,2} + \Delta t_{ср,\,2} + \Delta t_{пот} = 91{,}3 + 11 + 1 = 103{,}3°\ C$$

$$t_{ср,\,1} = t'_1 + \Delta t_{э,\,1} + \Delta t_{г,\,1} = 103{,}3 + 43 + 1 = 147{,}3°\ C$$

Рис. VII-11. Зависимость энтальпии растворов NaOH i от температуры t и концентрации c_{NaOH}.

Решение системы уравнений теплового и материального балансов в первом приближении. Подставив значения температур $t'_1 = 103{,}3°$ C и $t'_2 = 73{,}8°$ C, полученные в качестве нулевого приближения, переходим к решению системы уравнений теплового и материального балансов. Поскольку энтальпия раствора зависит не только от температуры, но и от концентрации, решение частной системы получаем также методом последовательных приближений, используя ту же схему, что и при решении полной системы. Делим систему балансовых уравнений на две части: систему уравнений материального баланса и систему уравнений теплового баланса, и принимаем произвольные значения для количеств образующегося пара W_i, с помощью которых определяем промежуточные концентрации; определяем энтальпии растворов и решаем уравнения теплового баланса, получая в первом приближении значения количеств образующегося пара W_i; если эти значения практически не совпадают с произвольно принятыми, расчет повторяют снова.

* Если имеются сведения об изменении коэффициентов теплопередачи от корпуса к корпусу, то распределение полезной разности температур рекомендуется производить, исходя из соотношения

$$\frac{W_1}{k_1\,\Delta t_{ср,\,1}} = \frac{W_2}{k_2\,\Delta t_{ср,\,2}} = \frac{W_3}{k_3\,\Delta t_{ср,\,3}}$$

Это предполагает, однако, и знание количеств полученного по корпусам пара.

Примем произвольные значения W_i (те же значения, что и в нулевом приближении для всей системы)

$$W_1 = W_2 = W_3 = 0{,}481 \ кг/сек; \quad c'_2 = 0{,}269; \quad c'_3 = 0{,}184$$

При температурах, соответствующих проведенному выше распределению полезной разности температур по корпусам в нулевом приближении, и отвечающих им концентрациях из таблиц (см. также рис. VII-11), получим следующие значения термодинамических параметров системы:

$$r_0 = 2{,}09 \cdot 10^6 \ дж/кг \ (\text{при } p = 6 \ ат)$$

$$r_1 = 2{,}25 \cdot 10^6 \ дж/кг \left(\text{при } t'_1 = 103{,}3^\circ \text{ C}\right)$$

$$r_2 = 2{,}32 \cdot 10^6 \ дж/кг \left(\text{при } t'_2 = 73{,}8^\circ \text{ C}\right)$$

$$i_0 = 8{,}3 \cdot 10^4 \ дж/кг \left(\text{при } t_0 = 20^\circ \text{ C и } c'_0 = 14\%\right)$$

$$i_1 = 67{,}8 \cdot 10^4 \ дж/кг \left(\text{при } t_{ср,1} = 147{,}3^\circ \text{ C и } c'_к = 50\%\right)$$

$$i_2 = 32{,}3 \cdot 10^4 \ дж/кг \left(\text{при } t_{ср,2} = 91{,}3^\circ \text{ C и } c'_2 = 26{,}9\%\right)$$

$$i_3 = 11{,}3 \cdot 10^4 \ дж/кг \left(\text{при } t_{ср,3} = 61{,}8^\circ \text{ C и } c'_3 = 18{,}4\%\right)$$

$$i''_1 = 2{,}68 \cdot 10^6 \ дж/кг \left(\text{при } t'_1 = 103{,}3^\circ \text{ C}\right)$$

$$i''_2 = 2{,}63 \cdot 10^6 \ дж/кг \left(\text{при } t'_2 = 73{,}8^\circ \text{ C}\right)$$

$$i''_3 = 2{,}58 \cdot 10^6 \ дж/кг \left(\text{при } t'_3 = 45{,}5^\circ \text{ C}\right)$$

Подставив указанные значения в уравнения теплового баланса, получим систему уравнений

$$D_0 \cdot 2{,}09 \cdot 10^6 = (2 - W_2 - W_3)(67{,}8 \cdot 10^4 - 32{,}3 \cdot 10^4) + W_1 (2{,}68 \cdot 10^6 - 67{,}8 \cdot 10^4)$$

$$W_1 \cdot 2{,}25 \cdot 10^6 = (2 - W_3) \cdot (32{,}3 \cdot 10^4 - 11{,}3 \cdot 10^4) + W_2 (2{,}63 \cdot 10^6 - 32{,}3 \cdot 10^4)$$

$$W_2 \cdot 2{,}32 \cdot 10^6 = 2 (11{,}3 \cdot 10^4 - 8{,}3 \cdot 10^4) + W_3 (2{,}58 \cdot 10^6 - 11{,}3 \cdot 10^4)$$

$$W_1 + W_2 + W_3 = 1{,}44$$

В результате решения этой системы получаем $W_1 = 0{,}607$ *кг/сек*; $W_2 = 0{,}442$ *кг/сек*; $W_3 = 0{,}391$ *кг/сек*.

Так как полученные количества образующегося пара существенно отличаются от принятых, то в качестве исходных данных для следующего приближения принимаем количества пара, полученные в предыдущем приближении.

Определяем промежуточные концентрации

$$c'_2 = \frac{2 \cdot 0{,}14}{2 - 0{,}442 - 0{,}391} = 0{,}240$$

$$c'_3 = \frac{2 \cdot 0{,}14}{2 - 0{,}391} = 0{,}174$$

Определяем эбулиоскопическую и гидростатическую температурные депрессии:

$$\Delta t_{э,3} = 8^\circ \text{ C}; \qquad \Delta t_{э,2} = 12^\circ \text{ C}$$

$$\Delta t_{г,3} = 6{,}0^\circ \text{ C}; \qquad \Delta t_{г,2} = 2{,}5^\circ \text{ C}$$

Таким образом, получим следующие значения температур кипения во втором и третьем корпусах

$$t_{ср,2} = t'_2 + \Delta t_{э,2} + \Delta t_{г,2} = 73{,}8 + 12 + 2{,}5 = 88{,}3^\circ \text{ C}$$

$$t_{ср,3} = t'_3 + \Delta t_{э,3} + \Delta t_{г,3} = 45{,}5 + 8 + 6 = 59{,}5^\circ \text{ C}$$

(температура t'_2 остается такой же, что и в нулевом приближении).

Определив значения энтальпий i_3 и i_2 по вновь полученным температурам и концентрациям и подставив их в уравнения теплового баланса, получим следующие значения количеств образующегося пара и концентраций раствора:

$$W_1 = 0{,}603; \quad W_2 = 0{,}443; \quad W_3 = 0{,}394$$

$$c'_2 = 0{,}24 \quad c'_3 = 0{,}174$$

Как видно, эти значения практически равны полученным в предыдущем приближении. Величины, полученные при решении (в первом приближении) балансовых уравнений, сведены в табл. VII-2.

Таблица VII-2. **Величины, полученные при решении балансовых уравнений**

Приближение	Температура, °С						Количество, *кг/сек*				Концентрация, вес. %	
	$t_{ср,1}$	t'_1	$t_{ср,2}$	t'_2	$t_{ср,3}$	t'_3	D_0	W_1	W_2	W_3	c'_2	c'_3
0	—	—	—	—	—	—	—	0,481	0,481	0,481	26,9	18,4
I	147,3	103,3	91,3	73,8	61,8	45,5	—	0,607	0,442	0,391	24,0	17,4
II	147,3	103,3	88,3	73,8	59,5	45,5	0.783	0,603	0,443	0,394	24,05	17,42

Решение системы уравнений теплопередачи в первом приближении. Значения количеств образующегося пара, полученные в первом приближении, позволяют определить температуру t'_1 и t'_2, а также поверхность теплообмена выпарного аппарата на основании уравнений (7)—(9).

Определение коэффициентов теплопередачи. Коэффициенты теплопередачи, отнесенные к внутренней поверхности труб, определяем по уравнению (VI. 79)

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_р} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр}} \cdot \frac{r_{вн}}{r_{ср}} + \frac{1}{\alpha_п} \cdot \frac{r_{вн}}{r_н}$$

Выбираем трубы диаметром 38/31 *мм*. Толщина стенки $\delta_{тр} = 0{,}0035$ *м*, внутренний и наружный радиусы — $r_{вн} = 0{,}0155$ *м*; $r_н = 0{,}019$ *м*. Теплопроводность стенки трубки $\lambda_{тр} = 45$ *вт/(м · град)*; теплопроводность слоя отложений $\lambda_{от}/\delta_{от} = 4000$ *вт/(м² · град)*.

Коэффициент теплоотдачи на стороне кипящего раствора определяем по формуле (VI. 64), приведенной к виду

$$\alpha_р = A q^{0{,}6}$$

где q — тепловая нагрузка, *вт/м²*; A — коэффициент, зависящий от температуры и концентрации, значение которого для растворов NaOH можно определить по рис. VII-12.

Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара определяем по формуле

$$\alpha_п = A' (qH)^{-1/3}$$

где H — длина трубок выпарного аппарата; A′ — коэффициент, зависящий от температуры пленки конденсата, значение которого можно определить по рис. VII-13.

Таблица VII-3. **Значения коэффициентов A и A′**

Корпус	A, $вт^{0,4} \cdot м^{-0,8} \cdot град^{-1}$	A′, $вт^{4/3} \cdot м^{-7/3} \cdot град^{-1}$
1	4,3	$3,73 \cdot 10^5$
2	6,6	$3,10 \cdot 10^5$
3	6	$3,02 \cdot 10^5$

Значения коэффициентов A и A′, принятые при расчете коэффициентов теплоотдачи, приведены в табл. VII-3 (температуры и концентрации, при которых они определялись, приведены в табл. VII-2, причем температура пленки конденсата принята на 1° С меньше температуры конденсации пара).

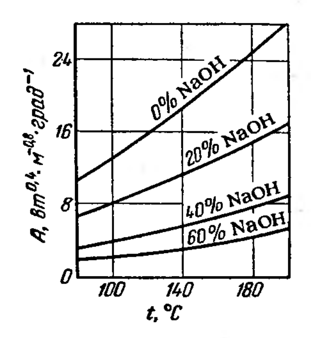


Рис. VII-12. Зависимость коэффициента A от температуры кипения t и концентрации NaOH.

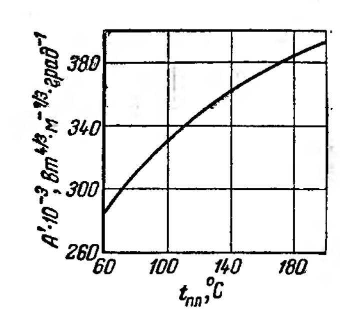


Рис. VII-13. Зависимость коэффициента A′ от температуры пленки конденсата t.

Исходя из указанных значений A и A′, получаем следующие выражения для коэффициентов теплопередачи:

$$\frac{1}{k_1} = \frac{1}{4,3 \cdot q_1^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_1^{1/3}}{2,74 \cdot 10^5}$$

$$\frac{1}{k_2} = \frac{1}{6,6 \cdot q_2^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_2^{1/3}}{2,28 \cdot 10^5}$$

$$\frac{1}{k_3} = \frac{1}{6,6 \cdot q_3^{0,6}} + 3,13 \cdot 10^{-4} + \frac{q_3^{1/3}}{2,21 \cdot 10^5}$$

Поскольку коэффициенты теплопередачи зависят от неизвестных температур t_1' и t_2' неявно (через тепловую нагрузку), решение системы уравнений (7)—(9) находим методом подбора. Принимаем произвольное значение поверхности теплообмена F и определяем тепловую нагрузку по соотношению

$$q_i = \frac{W_{i-1} r_{i-1}}{F}$$

Из вышеприведенных выражений по полученному значению тепловой нагрузки определяем коэффициенты теплопередачи. Для проверки значения F пользуемся соотношением, непосредственно вытекающим из системы уравнений (7)—(9)

$$F = \frac{\sum_{i=1}^{i=3} \frac{q_i}{k_i}}{\Delta t_п}$$

При этом полезная разность температур:

$$\Delta t_п = \Delta t_{об} - \sum_{i=1}^{i=3} (\Delta t_{э,\, i} + \Delta t_{г,\, i}) - \sum \Delta t_{пот} =$$

$$= 158,1 - 45,5 - (43 + 12 + 8 + 1 + 2,5 + 6) - 2 = 38,1° \text{ C}$$

Результаты расчета приведены в табл. VII-4.

Таблица VII-4. **Значения коэффициентов теплопередачи**

Приближение	Поверхность теплообмена, $м^2$		Коэффициент теплопередачи, $вт/(м^2 \cdot град)$		
	принятая	вычисленная	k_1	k_2	k_3
I	130	116	878	1006	862
II	108	111,5	889	1060	910
III	113	113,2	875	1048	897

Последний результат считаем удовлетворительным. По полученному значению поверхности определяем неизвестные температуры t_1' и t_2' из уравнений (7) и (9), приведенных к виду

$$D_0 r_0 = k_1 F \left(t_0' - t_1' - \Delta t_{э,\,1} - \Delta t_{г,\,1}\right)$$

$$W_2 r_2 = k_3 F \left(t_2' - t_3' = \Delta t_{э,\,3} - \Delta t_{г,\,3}\right)$$

Таким образом

$$t_1' = 158,1 - 43 - 1 - \frac{0,783 \cdot 2,09 \cdot 10^6}{875 \cdot 113,2} = 97,5° \text{ C}$$

$$t_2' = 45,5 + 8 + 6 + 1 + \frac{0,443 \cdot 2,32 \cdot 10^6}{897 \cdot 113,2} = 70,6° \text{ C}$$

Так как вычисленные значения температур t_1' и t_2' существенно отличаются от принятых, необходимо повторить расчеты, на этот раз исходя из величин, полученных в первом приближении.

Полученные в результате последовательных приближений основные характеристики системы приведены в табл. VII-5.

Из этой таблицы видно, что величины, полученные во втором приближении, достаточно близки к полученным в предыдущем приближении, так что расчет можно считать законченным.

По величине внутренней поверхности теплообмена определяем количество труб

$$n = \frac{F}{\pi d_{вн} H} = \frac{116,2}{\pi \cdot 0,031 \cdot 2,5} = 480 \text{ шт.}$$

Таблица VII-5. **Основные характеристики системы, полученные методом последовательных приближений**

Приближение	Расход, *кг/сек*				Температура, °C		Поверхность, F, $м^2$	Концентрация, %	
	D_0	W_1	W_2	W_3	t_1'	t_2'		c_2'	c_3'
0	—	—	—	—	103,3	73,8	—	—	—
I	0,783	0,603	0,443	0,394	97,5	70,6	113,2	24,05	17,42
II	0,771	0,593	0,448	0,399	98,0	70,5	116,2	24,3	17,5

Пример VII. 19. Рассчитать теплообменник для конденсации $G = 15\,000$ *кг/ч* изобутана при давлении $p = 7$ *ат*. В конденсатор подается перегретый пар при температуре $t_2' = 95°$ С. Температура конденсации $t_к = 52°$ С. Для охлаждения используется вода, которая нагревается от $t_1' = 20°$ С до $t_1'' = 35°$ С. Для изготовления конденсатора использовать трубы диаметром 25/21 *мм*.

В расчетах принять следующие коэффициенты теплоотдачи: для перегретого пара $\alpha_2' = 220$ *вт/(м² · град)*; для конденсирующегося пара $\alpha_2 = 1500$ *вт/(м²·град)*; для охлаждающей воды $\alpha_1 = 2800$ *вт/(м²·град)*.

Так как из воды могут отлагаться соли, вызывающие загрязнение поверхности, следует пустить ее по трубам.

Решение. Делим конденсатор на две зоны (охлаждения пара и конденсации), каждую зону рассчитываем отдельно, используя формулу (VII 3)

Приход тепла:

теплота перегрева

$$Q_1 = Gc\left(t_2' - t_к\right) = \frac{15\,000}{3600}\,1840\,(95 - 52) = 330\,000 \text{ вт}$$

где удельная теплоемкость паров изобутана $c = 0,44$ *ккал/(кг · град)* = 1840 *дж/(кг · град)*

теплота конденсации

$$Q_2 = Gr = \frac{15\,000}{3600}\,3,18 \cdot 10^5 = 1\,325\,000 \text{ вт}$$

теплота парообразования изобутана $r = 76$ *ккал/кг* = $3,18 \cdot 10^5$ *дж/кг*.

Температуру t_1 охлаждающей воды после прохождения зоны охлаждения определяем из теплового баланса. При противотоке пара и воды расход воды

$$G_1 = \frac{Q_2}{t_1 - t_1'} = \frac{Q_1 + Q_2}{t_1'' - t_1'}$$

Отсюда

$$t_1 = 20 + \frac{13,25 \cdot 10^5}{(13,25 + 3,3) \cdot 10^5}\,(35 - 20) = 32,2° \text{ C}$$

Средний температурный напор находим по уравнению (VII. 7).

Для зоны охлаждения

$$\left.\begin{matrix} t_к = 52 \leftarrow t_2' = 95 \\ t_1 = 32,2 \rightarrow t_1'' = 35 \end{matrix}\right\} \Delta t_{ср} = \frac{(95 - 35) - (52 - 32,2)}{\ln \dfrac{95 - 35}{52 - 32,2}} = 36,4° \text{ C}$$

Для зоны конденсации

$$\left.\begin{matrix} t_к = 52 \leftarrow t_к = 52 \\ t_1' = 20 \rightarrow t_1'' = 32,2 \end{matrix}\right\} \Delta t_{ср} = \frac{(52 - 20) - (52 - 32,2)}{\ln \dfrac{52 - 20}{52 - 32,2}} = 25,5° \text{ C}$$

Общую длину труб определяем по уравнению

$$nl = \frac{Q}{2\pi\,\Delta t_{ср}}\left(\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{от}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{тр,\,ср}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}\right)$$

где внутренний радиус $r_1 = 0,0105$ *м*; теплопроводимость слоя отложений $\lambda_{от}/\delta_{от} = 3000$ *вт/(м² · град)*; теплопроводность материала трубки $\lambda_{тр} = 45$ *вт/(м · град)*; наружный радиус труб $r_2 = 0,0125$ *м*; средний радиус труб $r_{тр,\,ср} = \frac{0,0125 + 0,0105}{2} = 0,0115$ *м*.

Общая длина труб, соответствующая зоне охлаждения

$$nl_1 = \frac{330\,000}{2\pi \cdot 36,4}\left(\frac{1}{2800 \cdot 0,0105} + \frac{1}{3000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{220 \cdot 0,0125}\right) = 625 \text{ м}$$

Общая длина труб, соответствующая зоне конденсации

$$nl_2 = \frac{1\,325\,000}{2\pi \cdot 25,5}\left(\frac{1}{2800 \cdot 0,0105} + \frac{1}{3000 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{1500 \cdot 0,0125}\right) = 1020 \text{ м}$$

Общая длина труб в обеих зонах

$$nl = 625 + 1020 = 1645 \text{ м}$$

Выбираем теплообменник с неподвижными трубными решетками, состоящий из 745 труб.

Длина теплообменника

$$l = \frac{1645}{745} = 2,21 \text{ м}$$

Устанавливаем нормализованный теплообменник длиной $l = 2,5$ *м* и диаметром $D = 1$ *м*.

Пример VII. 20. В конденсаторе при давлении $p = 2$ *ат* конденсируется смесь паров следующего состава (в мольных долях): бутан $y_1 = 0,1$; пентан $y_2 = 0,55$ и гексан. Пары поступают в теплообменник при температуре насыщения. Конденсатор четырехходовой и содержит 224 трубы диаметром 25/21 *мм* и длиной $l = 2500$ *мм*. Диаметр кожуха $D = 600$ *мм*.

На охлаждение расходуется $G_1 = 65\,000$ *кг/ч* воды, имеющей начальную температуру $t_1' = 18°$ С.

При расчете коэффициентов теплоотдачи получены следующие значения: коэффициент теплоотдачи на стороне охлаждающей воды (в трубном пространстве) $\alpha_1 = 2100$ *вт/(м²·град)*; коэффициент теплоотдачи на стороне конденсирующего пара (в межтрубном пространстве) $\alpha_2 = 1250$ *вт/(м²·град)*.

Определить максимальное количество пара, которое можно сконденсировать в имеющемся теплообменнике.

Решение. Устанавливаем температурный интервал конденсации. Изменение давления паров P_i чистых компонентов в зависимости от температуры приведено на рис. VII-14.

Температуру начала конденсации определяем из выражения (VII. 31)

$$\sum_{i=1}^{i=3} p\frac{y_i}{P_i} = 1$$

Используем метод подбора. Выбираем температуру конденсации, которой соответствуют значения давлений паров, удовлетворяющие предыдущему выражению. Принимаем $t_{к, н} = 50°$ C. Из рис. VII-14 имеем: $P_1 = 4300$ *мм рт. ст.*; $P_2 = 1300$ *мм рт. ст.* и $P_3 = 400$ *мм рт. ст.* Подставив числовые значения величин в указанное выражение, получим

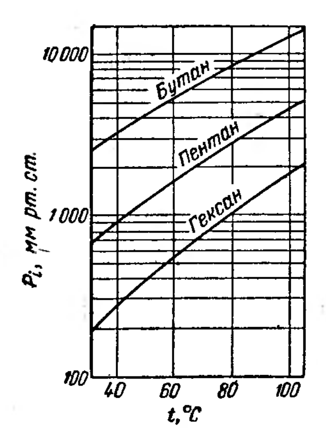


Рис. VII-14. Давление паров бутана, пентана и гексана.

$$\sum_{i=1}^{i=3} p\frac{y_i}{P_i} = 2\cdot 735\left(\frac{0,1}{4300} + \frac{0,55}{1300} + \frac{0,35}{400}\right) = 1,94 > 1$$

Таким образом, принятая температура слишком мала. Следующие пробы сведены в табл. VII-6.

Найденная температура начала конденсации (точки росы) $t_{к, н} = 71°$ C.

Эту же температуру можно определить графически, построив график функции

$$f_1(t) = \sum p\frac{y_i}{P_i} \quad \text{(рис. VII-15).}$$

Температура пара в конце конденсации должна удовлетворять выражению (VII. 33)

$$\sum_{i=1}^{i=3} P_i y_i = p = 1470 \text{ мм рт. ст}$$

Решение получаем методом подбора (табл. VII-7) или графическим способом (рис. VII-16).

Температура конца конденсации $t_{к, к} = 54°$ C.

Для определения среднего температурного напора необходимо знать конечную температуру воды, которая неизвестна. Принимаем конечную температуру воды $t_1'' = 30°$ C.

Таблица VII-6. **Определение температуры начала конденсации (точки росы) методом подбора**

	Принятая температура $t_{к, н}$, °C		
	50	70	71
P_1 *мм рт. ст.*	4300	6600	6800
P_2 *мм рт. ст.*	1300	2250	2310
P_3 *мм рт. ст.*	400	78	810
$\sum p\frac{y_i}{P_i}$	1,94 > 1 температура слишком мала	1,04 > 1 температура слишком мала	1,005 ≈ 1 $t_{к, н} \approx 71°$ C

Таблица VII-7. **Определение температуры конца конденсации методом подбора**

	Принятая температура $t_{к, к}$, °C		
	40	50	54
P_1 *мм рт. ст.*	3200	4220	4700
P_2 *мм рт. ст.*	900	1300	1490
P_3 *мм рт. ст.*	270	400	450
$\sum P_i y_i$	909 < 1470 температура слишком мала	1277 < 1470 температура слишком мала	1447 ≈ 1470 $t_{к, к} = 54°$ C

Изменения температуры (для противотока)

$$t_{к, к} = 54 \leftarrow t_{к, н} = 71 \qquad \Delta t_0 = 54 - 18 = 36° \text{ C}$$

$$t_1' = 18 \rightarrow t_1'' = 30 \qquad \Delta t_F = 71 - 30 = 41° \text{ C}$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{ср} = \frac{36 + 41}{2} = 36,5° \text{ C}$$

Поскольку крайние усредняемые температуры близки между собой, можно пользоваться среднеарифметическим температурным напором вместо среднелогарифмического.

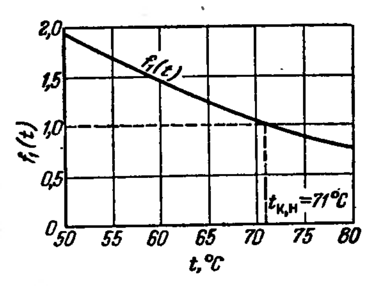


Рис. VII-15. Графическое определение температуры начала конденсации.

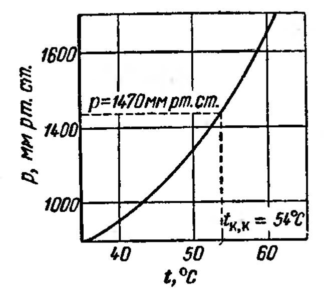


Рис. VII-16. Графическое определение температуры конца конденсации.

Так как теплообменник многоходовой, следует ввести поправочный множитель в выражение для температурного напора. Согласно уравнениям (VII. 8)

$$P = \frac{t_1'' - t_1'}{t_{к, н} - t_1'} = \frac{30 - 18}{71 - 18} = 0,225$$

$$R = \frac{t_{к, в} - t_{к, к}}{t_1'' - t_1'} = \frac{71 - 54}{30 - 18} = 1,42$$

По значениям $P = 0{,}225$ и $R = 1{,}42$ находим величину $\varepsilon = 0{,}98$ *.

Количество переданного тепла определяем по уравнению (VII. 3), приведенному к виду

$$Q = \frac{2\pi n l \, \Delta t_{ср} \, \varepsilon}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_1} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{тр,\,ср}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}$$

где $r_1 = 0{,}0105$ — внутренний радиус, *м*; $\lambda_{от}/\delta_{от} = 4000$ — теплопроводимость слоя отложений из охлаждающей воды, *вт/(м²·град)*; $\delta_{тр} = 0{,}002$ — толщина стенки труб, *м*; $\lambda_{тр} = 45$ — теплопроводность стенки труб, *вт/(м·град)*; $r_{тр,\,ср} = r_1 + \frac{\delta_{тр}}{2} = 0{,}0115$ — средний радиус труб, *м*; $r_2 = 0{,}0125$ — наружный радиус труб, *м*.

После подстановки числовых значений величин получим

$$Q = \frac{2\pi \cdot 224 \cdot 2{,}5 \cdot 36{,}5 \cdot 0{,}98}{\frac{1}{2100 \cdot 0{,}0105} + \frac{1}{4000 \cdot 0{,}0105} + \frac{0{,}002}{45 \cdot 0{,}0115} + \frac{1}{1250 \cdot 0{,}0125}} = 900\,000 \text{ вт}$$

Проверим теперь конечную температуру воды по уравнению теплового баланса

$$Q = G_1 c_1 \left(t_1'' - t_1'\right)$$

$$t_1'' = 18 + \frac{900\,000}{\frac{65\,000}{3\,600} \cdot 4190} = 30^\circ \text{ C}$$

Так как это значение температуры соответствует принятому, то вычисленную величину количества переданного тепла считаем правильной.

Количество конденсирующегося пара определяем из теплового баланса по уравнению (VII. 34)

$$Q = \sum G y_i \left(i_i'' - i_i'\right)$$

Энтальпия компонентов приведена ниже:

	Пар i'', *дж/моль*	Жидкость i', *дж/моль*
Бутан . . .	$4{,}46 \cdot 10^4$	$2{,}32 \cdot 10^4$
Пропан . .	$5{,}50 \cdot 10^4$	$2{,}80 \cdot 10^4$
Гексан . .	$6{,}58 \cdot 10^4$	$3{,}24 \cdot 10^4$

Подставив их значения в предыдущее уравнение, получим то количество пара, которое может быть сконденсировано в единицу времени

$$G = \frac{900\,000}{0{,}1\,(4{,}46 - 2{,}32) \cdot 10^4 + 0{,}55\,(5{,}5 - 2{,}8) \cdot 10^4 + 0{,}35\,(6{,}58 - 3{,}24) \cdot 10^4} =$$

$$= 31{,}4 \text{ моль/сек} = \frac{31{,}4 \cdot 75{,}5}{1000} = 2{,}37 \text{ кг/сек}$$

где $M = 0{,}1 \cdot 58 + 0{,}55 \cdot 72 + 0{,}35 \cdot 86 = 75{,}5$ *г/моль* — средний молекулярный вес смеси паров.

Пример VII. 21. Рассчитать конденсатор для конденсации бензола из его смеси с азотом. Расход азота $G_0 = 1500$ *кг/ч*. Давление $p = 1$ *ат*. Азот насыщен парами бензола. Начальная температура смеси $t_г' = 70^\circ$ С; конечная $t_г'' = 30^\circ$ С. Для охлаждения используют воду. Начальная температура воды $t_1' = 20^\circ$ С; конечная $t_1'' = 30^\circ$ С.

* Справочник химика, т. 5, 2-е издание, Изд. «Химия», 1966, стр. 547 (рис. VII-5). *(Прим. ред.)*

Р е ш е н и е. Поскольку коэффициенты теплопередачи зависят от конструкции теплообменника, необходимо провести предварительный расчет для определения числа и диаметра труб. Предварительный расчет проводим по схеме расчета обычного теплообменника.

Количество отданного тепла определяем по уравнению теплового баланса (VII. 40).

Количество конденсирующегося пара

$$G_к = G_0 \frac{M}{M_0} \left(\frac{P_п'}{p - P_п'} - \frac{P_п''}{p - P_п''} \right) = \frac{1500}{3600} \cdot \frac{78}{28} \left(\frac{0{,}713}{1 - 0{,}713} - \frac{0{,}155}{1 - 0{,}155} \right) = 2{,}68 \text{ кг/сек}$$

где $M_0 = 28$ — молекулярный вес азота; $M = 78$ — молекулярный вес бензола; $P_п' = 0{,}713$ *ат* — давление паров бензола при 70° С; $P_п'' = 0{,}155$ *ат* — давление паров бензола при 30° С; $p = 1$ *ат* — общее давление.

Изменение давления паров бензола при изменении температуры показано на рис. VII. 17.

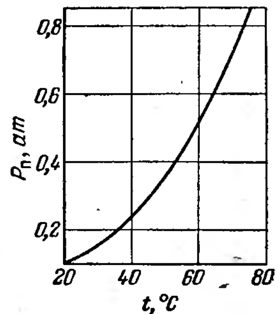


Рис. VII-17. Зависимость давления паров бензола от температуры.

Тепло, отдаваемое при конденсации и охлаждении конденсата

$$Q_a = G_к \left[r + c' \left(t_г' - t_г'' \right) \right] =$$

$$= 2{,}68 \left[4{,}05 \cdot 10^5 + 1{,}74 \cdot 10^3 \,(70 - 30) \right] = 1{,}27 \cdot 10^6 \text{ вт}$$

В этом выражении теплота парообразования бензола при 70° С $r = 4{,}05 \cdot 10^5$ *дж/кг*; удельная теплоемкость жидкого бензола $c' = 1{,}74 \cdot 10^3$ *дж/(кг·град)*.

Количество тепла, отдаваемого при охлаждении азота

$$Q_b = G_0 c_0 \left(t_г' - t_г'' \right) =$$

$$= \frac{1500}{3600} \cdot 1040\,(70 - 30) = 1{,}73 \cdot 10^4 \text{ вт}$$

где c_0 — удельная теплоемкость азота, равная 1040 *дж/(кг·град)*.

Тепло, отдаваемое при охлаждении несконденсированного пара

$$Q_c = G_0 \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P_п'' c_п}{p - P_п''} \left(t_г' - t_г'' \right) = \frac{1500}{3600} \cdot \frac{78}{28} \cdot \frac{0{,}155}{1 - 0{,}155} \cdot 1140\,(70 - 30) = 9{,}74 \cdot 10^3 \text{ вт}$$

где $c_п$ — удельная теплоемкость паров бензола, равная 1140 *дж/(кг·град)*.

Общее количество переданного тепла

$$Q = 1\,270\,000 + 17\,300 + 9740 = 1{,}297 \cdot 10^6 \text{ вт}$$

Если предварительно принять, что коэффициент теплопередачи $k = 400$ *вт/(м²·град)*, то ориентировочная величина поверхности теплообмена

$$F = \frac{Q}{k \, \Delta t_{ср}} = \frac{1{,}297 \cdot 10^6}{400 \cdot 21{,}6} = 150 \text{ м}^2$$

причем средний температурный напор при противоточном движении теплоносителей

$$\Delta t_{ср} = \frac{(70-30)-(30-20)}{\ln\frac{70-30}{30-20}} = 21{,}6^\circ C$$

Выбираем теплообменник с 745 трубами диаметром $d = 25/21$ *мм*, длиной $l = 3$ *м* и диаметром кожуха $D = 1000$ *мм*. В межтрубном пространстве теплообменника установлены перегородки. Охлаждающая вода движется в трубном пространстве. Движение теплоносителей — противоточное.

Дальнейшие вычисления проводим по схеме, приведенной на стр. 193—194.

Делим интервал интегрирования на четыре отрезка и определяем количество переданного тепла и произведение $k(t_г - t_1)$ при следующих значениях температуры газа $t_г$: 70, 60, 40 и 30° C.

Точка 1. Температура газа $t_г = t'_г = 70^\circ C$.

1) Количество переданного тепла равно нулю.

2) Температура воды равна конечной температуре $t_1 = t''_1 = 30^\circ C$.

3) Определяем коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к охлаждающей воде, отнесенный к наружной поверхности трубы

$$\frac{1}{k'} = \left(\frac{1}{\alpha_в r_{вн}} + \frac{\delta_{от}}{\lambda_{от} r_{вн}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр} r_{тр,\,ср}} + \frac{1}{\alpha_{пл} r_н}\right) r_н$$

где $r_{вн} = 0{,}0105$ — внутренний радиус трубки, *м*; $r_{тр,\,ср} = 0{,}0115$ — средний радиус трубки, *м*; $r_н = 0{,}0125$ — наружный радиус трубки, *м*.

Расход охлаждающей воды получаем из уравнения теплового баланса

$$Q = G_1 c_1 \left(t''_1 - t'_1\right)$$

откуда

$$G_1 = \frac{1{,}297 \cdot 10^6}{4190\,(30-20)} = 31{,}1 \ кг/сек$$

Критерий Рейнольдса для воды, протекающей по трубкам

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{G_1 d_{вн}}{F\mu} = \frac{31{,}1 \cdot 0{,}021}{745 \cdot \pi \cdot 0{,}0105^2 \cdot 0{,}79 \cdot 10^{-3}} = 3220$$

Так как режим переходный, используем уравнение (VI. 27)

$$Nu = 0{,}008 \cdot Re^{0{,}9} Pr^{0{,}43} = 0{,}008 \cdot 3220^{0{,}9} \cdot 5{,}5^{0{,}43} = 24{,}6$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде

$$\alpha_в = \frac{Nu\,\lambda}{d_{вн}} = \frac{24{,}6 \cdot 0{,}618}{0{,}021} = 725 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

Принимаем толщину слоя отложения $\delta_{от} = 0{,}5$ *мм*, а его теплопроводность $\lambda_{от} = 1{,}25$ *вт/(м · град)*.

Толщина стенки трубки $\delta_{тр} = 0{,}002$ *м*, теплопроводность стали $\lambda_{тр} = 45$ *вт/(м · град)*.

Коэффициент теплоотдачи от пленки конденсата к стенке определяем по уравнению (VI. 46)

$$\alpha_{пл} = 0{,}943 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g \lambda^3}{H\mu\,\Delta t}} = 0{,}943 \sqrt[4]{\frac{4{,}18 \cdot 10^5 \cdot 840^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}137^3}{3 \cdot 0{,}435 \cdot 10^{-3} \cdot 3}} = 1100 \ вт/(м^2 \cdot град)^*$$

* При определении численного значения $\alpha_{пл}$ авторами допущена небольшая неточность. Однако на конечные результаты расчета она существенно не влияет. (*Прим. ред.*)

При этом физические константы взяты при средней температуре конденсата, вычисленной по формуле (VI. 48), а разность температур Δt принята равной 3 *град*.

Коэффициент теплопередачи k', отнесенный к наружной поверхности труб

$$k' = \frac{1}{\left(\frac{1}{725 \cdot 0{,}0105} + \frac{0{,}0005}{1{,}25 \cdot 0{,}0105} + \frac{0{,}002}{45 \cdot 0{,}0115} + \frac{1}{1100 \cdot 0{,}0125}\right) \cdot 0{,}0125} \approx$$

$$\approx 298 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

4) Коэффициент теплоотдачи $\alpha_г$ в газовой фазе определяем по уравнению (VII. 9)

$$Nu = 0{,}24 Re^{0{,}6} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0{,}14}$$

Минимальное «продольное» сечение для прохода потока вдоль труб в свободных от сегментных перегородок сечениях составляет 15% от общего сечения межтрубного пространства за вычетом труб:

$$S_{прод} = 0{,}15\,\frac{\pi}{4}\left(D^2 - nd_н^2\right) = 0{,}15 \cdot \frac{\pi}{4}\left(1^2 - 745 \cdot 0{,}025^2\right) = 0{,}0632 \ м^2$$

Сечение для прохода потока поперек труб между соседними сегментными перегородками равно

$$S_{попер} = l_0\left(D - n_D d_н\right) = 0{,}25\,(1 - 31 \cdot 0{,}025) = 0{,}056 \ м^2$$

где расстояние между перегородками $l_0 = 0{,}25$ *м*; число концентрических шестиугольников, по которым расположены трубы, $N = 15$; число труб по диагонали наружного шестиугольника

$$n_D = 2N + 1 = 31$$

Минимальное среднее сечение потока

$$S_{мин} = \sqrt{S_{прод} S_{попер}} = \sqrt{0{,}0632 \cdot 0{,}056} = 0{,}0595 \ м^2$$

Общий расход газовой фазы

$$G = G_0 + G_п = G_0\left(1 + \frac{M}{M_0} \cdot \frac{P'_п}{p - P'_п}\right) = \frac{1500}{3600}\left(1 + \frac{78}{28} \cdot \frac{0{,}713}{1 - 0{,}713}\right) = 3{,}3 \ кг/сек$$

Средняя скорость газовой фазы

$$w_{ср} = \frac{G}{\rho_{ср} S_{мин}} = \frac{3{,}3}{2{,}81 \cdot 0{,}0595} = 19{,}7 \ м/сек$$

где $\rho_{ср} = 2{,}81$ *кг/м³* — средняя плотность парогазовой среды.

Подставляя в уравнение (VII. 9) полученное значение скорости и усредненные значения входящих в него физических параметров, а также внешний диаметр труб в качестве определяющего линейного размера, и пренебрегая отличием величины $(\mu/\mu_{ст})^{0{,}14}$ от единицы, получаем следующую величину коэффициента теплоотдачи от газа

$$\alpha_г = 268 \ вт/(м^2 \cdot град)$$

5) Находим выражение для коэффициента массоотдачи $k_г$, используя уравнение (VII. 38)

$$k_г = \frac{\alpha_г M}{c p_{ср} \overline{M}} \left(\frac{Pr}{Sc}\right)^{2/3} = \frac{268 \cdot 78}{1100 \cdot 63{,}7 p_{ср}} \left(\frac{0{,}72}{1{,}07}\right)^{2/3} = \frac{0{,}239}{p_{ср}} \ кг/(м^2 \cdot сек \cdot ат)$$

б) Для определения температуры у поверхности раздела подставляем найденные выше значения коэффициентов $\alpha_г$, $k_г$ и k' в уравнение (VII. 36).

$$\alpha_г(t_г - t_{п.\,р}) + k_г r(p_п - P_{п.\,р}) = k'(t_{п.\,р} - t_1)$$

Получаем при этом

$$268(70 - t_{п.\,р}) + \frac{0,239}{\dfrac{0,713 - P_{п.\,р}}{\ln\dfrac{1-P_{п.\,р}}{1-0,713}}}\, 4,05\cdot10^5(0,713 - P_{п.\,р}) = 298(t_{п.\,р} - 30)$$

где $r = 4,05\cdot10^5$ *дж/кг* — теплота парообразования бензола при 70° С.

Преобразуем полученное уравнение к виду

$$\ln(1 - P_{п.\,р}) = 0,00587\,t_{п.\,р} - 1,525$$

Решение получаем графическим способом (рис. VII-18), находя точку пересечения кривой $P_{п.\,р} = f(t_{п.\,р})$ с кривой зависимости давления паров бензола от температуры (считаем, что на поверхности раздела устанавливается термодинамическое равновесие).

Как видно из рис. VII-18

$$t_{п.\,р} = 68°\ С$$

7) Определяем произведение $k(t_г - t_1)$, представляющее собой удельную тепловую нагрузку

$$k(t_г - t_1) = k'(t_{п.\,р} - t_1) = 298(68 - 30) = 11\,300\ вт/м^2$$

Точка 2. Температура газа $t_г = 60°$ С; давление паров бензола при 60° С $P_п = 0,511$ *ат*. Проводим расчет в том же порядке, что и для точки 1.

1) Определяем количество переданного тепла (аналогично предварительному расчету для оценки основных размеров теплообменника).

Количество конденсирующихся паров

$$G'_к = G_0\frac{M}{M_0}\left(\frac{P'_п}{p - P'} - \frac{P_п}{p - P_п}\right) = \frac{1500}{3600}\cdot\frac{78}{28}\left(\frac{0,713}{1 - 0,713} - \frac{0,511}{1 - 0,511}\right) = 1,67\ кг/сек$$

Рис. VII-18. Графическое определение температуры на поверхности раздела (к примеру VII-21).

Тепло, отданное при конденсации и охлаждении конденсата

$$Q_a = G'_к\left[r + c'(t'_г - t_г)\right] = 1,67\left[4,05\cdot10^5 + 1,74\cdot10^3(70 - 60)\right] = 7,11\cdot10^5\ вт$$

Тепло, отданное при охлаждении азота

$$Q_b = G_0c_0(t'_г - t_г) = 0,416\cdot1040(70 - 60) = 4,35\cdot10^3\ вт$$

Тепло, отдаваемое при охлаждении несконденсированных паров

$$Q_c = G_0\frac{M}{M_0}\cdot\frac{P_пc_п}{p - P_п}(t'_г - t_г) = 0,416\frac{78}{28}\cdot\frac{0,511}{1 - 0,511}\cdot1140(70 - 60) = 1,38\cdot10^4\ вт$$

Общее количество отдаваемого тепла

$$Q = Q_a + Q_b + Q_c = 7,29\cdot10^5\ вт$$

2) Температура охлаждающей воды

$$t_1 = t''_1 - \frac{Q}{G_1c_1} = 30 - \frac{7,24\cdot10^5}{31,1\cdot4190} = 24,6°\ С$$

3) Для упрощения расчета коэффициент теплопередачи k' от пленки конденсата к газу считаем постоянным и, следовательно, $k' = 298$ *вт/(м²·град)*.

4) При определении коэффициента теплоотдачи со стороны газа получаем величину $\alpha_г = 168$ *вт/(м²·град)*.

5) Коэффициент массоотдачи $k_г$ выражается зависимостью

$$k_г = \frac{0,179}{p_{ср}}\ кг/(м^2\cdot сек\cdot ат)$$

6) Температуру на поверхности раздела определяем (аналогично точке 1) из уравнения

$$168(60 - t_{п.\,р}) + 0,179\cdot4,11\cdot10^5\ln\frac{1 - P_{п.\,р}}{1 - 0,511} = 298(t_{п.\,р} - 24,6)$$

где теплота парообразования бензола взята при 60° С. Получаем $t_{п.\,р} = 56,2°$ С.

7) Определяем тепловую нагрузку

$$k(t_г - t_1) = 298(56,2 - 24,6) = 9,45\cdot10^3\ вт/м^2$$

Рис. VII-19. Графическое определение поверхности теплообмена (к примеру VII-21).

Далее проводим аналогичные расчеты для точек 3, 4 и 5. Основные результаты этих расчетов приведены ниже:

Точка поверхности	1	2	3	4	5
Температура газа $t_г$, °С	70	60	50	40	30
Количество переданного тепла Q, *вт*	0	$7,29\cdot10^5$	$10,28\cdot10^5$	$12,12\cdot10^5$	$13,30\cdot10^5$
Температура охлаждающей воды t_1, °С	30	24,6	22,3	20,8	20
Коэффициент теплопередачи от пленки конденсата к воде k', *вт/(м²·град)*	298	298	298	298	298
Коэффициент теплоотдачи со стороны газа $\alpha_г$, *вт/(м²·град)*	268	168	124	105	95
Коэффициент массоотдачи $k_г$, *кг/(м²·сек·ат)*	$\frac{0,239}{p_{ср,\,1}}$	$\frac{0,179}{p_{ср,\,2}}$	$\frac{0,159}{p_{ср,\,3}}$	$\frac{0,156}{p_{ср,\,4}}$	$\frac{0,155}{p_{ср,\,5}}$
Температура на поверхности раздела газ — пленка конденсата $t_{п.\,р}$, °С	68	56,2	45,0	35,2	27,0
Тепловая нагрузка $k(t_г - t_1) = k'(t_{п.\,р} - t_1)$, *вт/м²*	$11.3\cdot10^3$	$9,45\cdot10^3$	$6.77\cdot10^3$	$4,29\cdot10^3$	$2,085\cdot10^3$
$\frac{1}{k(t_г - t_1)}$, $\frac{м^2}{вт}$	$0,885\cdot10^{-4}$	$1,06\cdot10^{-4}$	$1,48\cdot10^{-4}$	$2,34\cdot10^{-4}$	$4,79\cdot10^{-4}$

Для определения общей потребной поверхности теплообмена представляем графически (рис. VII-19) зависимость величины $\frac{1}{k(t_2 - t_1)}$ от количества

переданного тепла Q. В результате находим, что величина общей наружной поверхности теплопередачи $F = 176$ $м^2$. Значит, потребная длина труб

$$l = \frac{F}{\pi dn} = \frac{176}{\pi \cdot 0{,}025 \cdot 745} = 3 \text{ м}$$

Пример VII. 22. Рассчитать барометрический конденсатор для конденсации $W = 5000$ *кг/ч* насыщенного водяного пара при давлении $p = 0{,}15$ *ат*. Для конденсации используется охлаждающая вода при начальной температуре $t_н = 18°$ С.

Решение. Выбираем полочный конденсатор смешения с полками в виде круговых сегментов и противоточным движением теплоносителей.

Расход охлаждающей воды может быть найден по уравнению (VII. 42). При этом энтальпия насыщенного пара при $p = 0{,}15$ *ат* составляет $i'' = 620$ *ккал/кг*; температура конденсации $t = 53{,}6°$ С, а конечную температуру охлаждающей воды принимаем на 2—3° меньше температуры конденсации пара, т. е. $t_к = 51°$ С; удельная теплоемкость воды $c = 1$ *ккал/(кгс · град)*. Подстановка этих значений в уравнение (VII. 42) дает

$$G = W \frac{\frac{i''}{c} - t_к}{t_к - t_н} = \frac{5000}{3600} \cdot \frac{\frac{620}{1} - 51}{51 - 18} = 23{,}9 \text{ кг/сек}$$

Диаметр барометрического конденсатора определяем, принимая скорость пара $w = 20$ *м/сек*

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{W}{\rho_п w}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{5000}{3600 \cdot 0{,}0979 \cdot 20}} = 0{,}950 \text{ м}$$

где плотность паров воды принята $\rho_п = 0{,}0979$ *кг/м³*. Принимаем диаметр $D = 1$ *м*.

Число полок определяем по уравнению (VII. 43). Чтобы избежать трудоемких вычислений с помощью метода последовательных приближений, воспользуемся упрощенным методом, основанным на том, что величины, входящие в правую часть уравнения (VII. 43), мало изменяются от одной полки к другой. Таким образом

$$\lg \frac{t - t_i}{t - t_{i+1}} = 0{,}029 \left(\frac{g d_{экв}}{w^2}\right)^{0{,}2} \left(\frac{H}{d_{экв}}\right)^{0{,}7} = C = \text{const}$$

а

$$\frac{t - t_1}{t - t_2} \cdot \frac{t - t_2}{t - t_3} \cdots \frac{t - t_{n-1}}{t - t_n} = \frac{t - t_1}{t - t_n} = 10^{(n-1)\,C}$$

Отсюда

$$n = \frac{1}{C} \lg \frac{t - t_1}{t - t_n} + 1 = \frac{1}{C} \lg \frac{t - t_н}{t - t_к} + 1$$

Определим среднее значение константы C.

Средний расход стекающей воды

$$G = G' + \frac{W}{2} = 23{,}9 + \frac{5000}{3600 \cdot 2} = 24{,}6 \text{ кг/сек}$$

Высота воды над водосливом — по уравнению (VII. 46)

$$h = \left(\frac{G'}{0{,}42 \rho b \sqrt{2g}}\right)^{2/3} = \left(\frac{24{,}6}{0{,}42 \cdot 993 \cdot 0{,}97 \cdot 2 \cdot 9{,}81}\right)^{2/3} = 5{,}73 \cdot 10^{-2}$$

Плотность воды при средней температуре $\frac{51 + 18}{2} = 34{,}5°$ С составляет $\rho = 993$ *кг/м³*; ширина водослива принята $b = 0{,}97\,D = 0{,}97$ *м*.

Начальная скорость стекания воды, согласно уравнению (VII. 45)

$$w_0 = \frac{G'}{\rho b h} = \frac{24{,}6}{993 \cdot 0{,}97 \cdot 0{,}0573} = 0{,}444 \text{ м/сек}$$

Средняя скорость стекания воды, согласно уравнению (VII. 48), при принятом расстоянии между полками $H = 0{,}5$ *м* составляет

$$w_{ср} = \frac{w_0 + \sqrt{w_0^2 + 2gH}}{2} = \frac{0{,}444 + \sqrt{0{,}444^2 + 2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}5}}{2} = 1{,}8 \text{ м/сек}$$

Толщина водяной завесы — по уравнению (VII. 47)

$$\delta = \frac{G'}{\rho b w_{ср}} = \frac{24{,}6}{993 \cdot 0{,}97 \cdot 1{,}8} = 0{,}0142 \text{ м}$$

Эквивалентный диаметр — по уравнению (VII. 44)

$$d_{экв} = \frac{2b\delta}{b + \delta} = 0{,}0279 \text{ м}$$

Отсюда число полок

$$n = \frac{\lg \frac{53{,}6 - 18}{53{,}6 - 51}}{0{,}029 \left(\frac{9{,}81 \cdot 0{,}0279}{0{,}444^2}\right)^{0{,}2} \left(\frac{0{,}5}{0{,}0279}\right)^{0{,}7}} + 1 = 6{,}02$$

Принимаем шесть полок.

Так как расход пара максимален в нижней части конденсатора, расстояние между полками 5 и 6 принимаем 0,6 *м*, а между последней полкой и днищем 0,7 *м*.

Диаметр барометрической трубы находим по уравнению (VII. 49)

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{G + W}{\rho w}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{23{,}9 + \frac{5000}{3600}}{988 \cdot 1}} = 0{,}186 \text{ м}$$

принято, что скорость течения воды $w = 1$ *м/сек*.

Принимаем стандартный диаметр трубы $d = 200$ *мм*.

Скорость течения в трубе диаметром 200 *мм*

$$w = 1 \left(\frac{0{,}186}{0{,}200}\right)^2 = 0{,}87 \text{ м/сек}$$

Высота барометрической трубы, согласно уравнению (VII. 50)

$$H = \frac{p_0 - p}{\rho g} + \left(\frac{0{,}3}{d} + 0{,}5\right) \frac{w^2}{2g} + 1 = \frac{(1{,}033 - 0{,}15)\, 9{,}81 \cdot 10^4}{988 \cdot 9{,}81} + \left(\frac{0{,}3}{0{,}2} + 0{,}5\right) \frac{0{,}87^2}{2 \cdot 9{,}81} + 1 = 9{,}94 \text{ м}$$

Принимаем длину $H = 10$ *м*.

Количество неконденсирующихся газов, согласно уравнению (VII. 51)

$$G_г = 2{,}4 \cdot 10^{-5} + 0{,}01 W = 2{,}4 \cdot 10^{-5} \cdot 23{,}9 + 0{,}01 \frac{5000}{3600} = 0{,}0145 \text{ кг/сек}$$

Объемная производительность вакуум-насоса — по уравнению (VII. 52)

$$V_н = \frac{G_г}{1{,}29} \cdot \frac{p_0}{p - p_п} \cdot \frac{273 + \theta_к}{273} = \frac{0{,}0145}{1{,}29} \cdot \frac{1{,}033}{0{,}15 - 0{,}0286} \cdot \frac{273 + 23}{273} = 0{,}102 \text{ м}^3\text{/сек}$$

где конечная температура воздуха на выходе из конденсатора принята $\theta_к = t_н + 5 = 23°$ С, а давление паров воды при температуре 23° С составляет $p_п = 0{,}0286$ *ат*.

ЗАДАЧИ

Задача VII. 1. Требуется охладить жидкость в теплообменнике типа труба в трубе от 300 до 200° С. Охлаждающая жидкость входит при температуре 100° С и выходит при 150° С. Определить, следует ли принять прямоточную или противоточную схему движения потоков.

Указание. Сравнить значения среднелогарифмического температурного напора для прямотока и противотока.

Задача VII. 2. Для охлаждения минерального масла имеется противоточный теплообменник общей поверхностью $F = 25$ *м²*. В качестве охлаждающего агента применяется 8000 *кг/ч* воды при температуре 15° С. Определить конечные температуры масла и охлаждающей воды, если в теплообменник поступает 5000 *кг/ч* масла. Удельная теплоемкость масла при температуре 95° С $c = 2100$ *дж/(кг·град)*; расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 250$ *вт/(м²·град)*.

Задача VII. 3. В теплообменнике охлаждают 5500 *кг/ч* раствора от 90 до 30° С. Для охлаждения используют воду при температуре $t'_1 = 15°$ С. Определить поверхность теплообмена и расход охлаждающей воды при прямотоке и противотоке. Конечная температура воды должна быть на 5° С ниже конечной (при прямотоке) и начальной (при противотоке) температуры раствора. Коэффициент теплопередачи $k = 1100$ *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость раствора $c = 3350$ *дж/(кг·град)*.

Задача VII. 4. Определить поверхность теплообменника для охлаждения 3000 *кг/ч* минерального масла от 100 до 30° С. Для охлаждения используется то же масло, которое нагревается от 20 до 40° С. Удельная теплоемкость минерального масла $c = 1670$ *дж/(кг·град)*. Зависимость коэффициента теплопередачи от температуры:

Температура горячего масла, °С	100	80	60	40	30
Коэффициент теплопередачи, *вт/(м²·град)*	406	384	350	288	230

Задача VII. 5. Реагирующую смесь необходимо подвергнуть предварительному нагреванию от 20 до 120° С, используя для этого тепло продуктов реакции, охлаждаемых от 350 до 150° С. Для выбора наиболее выгодной схемы относительного движения потоков определить соотношение величин поверхностей теплообмена, соответствующих прямоточному, противоточному и смешанному движению жидкостей (один ход через межтрубное пространство и два или четыре хода через трубы).

Указание. Коэффициенты теплопередачи при прямотоке и противотоке считать одинаковыми. Возрастание коэффициента теплопередачи при увеличении числа ходов определить по уравнению (VI. 23), считая, что при одном ходе оба коэффициента теплоотдачи α_1 и α_2 одинаковы. Термическим сопротивлением стенок и отложений пренебречь.

Задача VII. 6. Определить для теплообменника типа труба в трубе, конструкция которого показана на рис. VII - 20, конечные температуры t_a и t_b жидкости в межтрубном пространстве. Холодная жидкость поступает в теплообменник при температуре 20° С; на выходе из межтрубного пространства каждой секции потоки

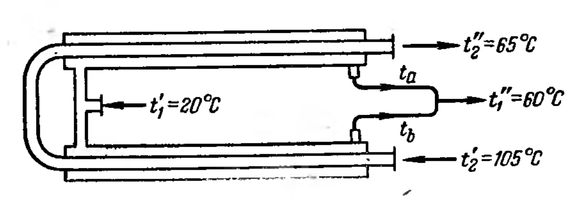


Рис. VII-20. Схема потоков в теплообменнике (к задаче VII. 6).

жидкости смешиваются. Температура смешения 60° С. Горячая жидкость имеет начальную температуру 105 и конечную 65° С.

Указание. Поверхность теплообмена и коэффициенты теплопередачи в обеих ветвях одинаковы.

Задача VII. 7. 150 000 *кг/ч* воды нагревают в противоточном теплообменнике от 90 до 160° С. Для нагревания используют горячие газы, имеющие начальную температуру 450 и конечную 120° С. Определить коэффициент теплопередачи, если поверхность теплообмена составляет 3500 *м²*.

Задача VII. 8. а) Необходимо охладить 1500 *кг/ч* масла от 110 до 50 °С. Для охлаждения используют воду при начальной температуре 15° С. Максимально допустимая конечная температура воды составляет 30° С. Удельная теплоемкость масла равна 0,5 *ккал/(кг·град)*. Определить необходимый расход воды, а также произведение коэффициента теплопередачи на поверхность теплообмена. Движение теплоносителей — противоточное.

б) Полагая конструкцию теплообменника заданной, определить конечные температуры воды и масла, если по какой-либо причине расход последнего удваивается, а расход воды и начальные температуры остаются неизменными. Считать, что произведение kF остается неизменным.

Задача VII. 9. Теплообменник используется для нагревания 13 000 *кг/ч* уксусной кислоты от 65 до 120° С. Нагревание производят бутиловым спиртом, имеющим начальную температуру 160° С; расход 19 000 *кг/ч*. Коэффициент теплопередачи составляет 400 *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость уксусной кислоты $c_1 = 0{,}49$ *ккал/(кг·град)*; удельная теплоемкость бутилового спирта $c_2 = 0{,}6$ *ккал/(кг·град)*. Через два месяца эксплуатации конечная температура бутилового спирта в результате отложений на

стенках увеличилась на 2° С. Определить, до какой температуры можно будет нагревать уксусную кислоту через год после ввода в эксплуатацию теплообменника (расходы жидкостей остаются неизменными).

Указание. Считать, что скорость образования отложений постоянна.

Задача VII. 10. Определить поверхность теплообмена, необходимую для охлаждения $G_1 = 5000$ *кг* раствора от 120 до 60° С за 1,5 *ч*. Охлаждение осуществляют водой, имеющей начальную температуру 20° С; расход воды $G_2 = 0{,}95$ *кг/сек*.

Коэффициент теплопередачи $k = 930$ *вт/(м²·град)*; удельная теплоемкость раствора $c = 3760$ *дж/(кг·град)*. Определить также конечную температуру охлаждающей воды в начале и конце процесса.

Задача VII. 11. Рассчитать теплообменник для нагревания 6000 *кг/ч* воды от 20 до 50° С. Нагревание проводят насыщенным водяным паром; температура пара 120° С. Для изготовления теплообменника использовать стальные трубы диаметром 25/21 *мм* и длиной 1,2 *м*. Определить число труб и число ходов для воды. Коэффициент теплоотдачи на стороне пара принять $\alpha = 6000$ *вт/(м²·град)*; теплопроводимость осадка на стенках труб $\Sigma \lambda/\delta = 4500$ *вт/(м²·град)*; скорость воды в трубах 0,5 *м/сек*.

Указание. Коэффициент теплоотдачи на стороне воды определять по формуле (VI. 23).

Задача VII. 12. Определить, можно ли нагревать в течение 1 *ч* $G_0 = 7000$ *кг* раствора, находящегося в реакторе, от $\theta_н = 20°$ С до $\theta_к = 95°$ С. Нагревание осуществляется насыщенным водяным паром; температура пара $t = 120°$ С; поверхность теплообмена реактора $F = 12$ *м²*; расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 850$ *вт/(м²·град)*. Во время нагревания в реактор вводят реагент в количестве $G' = 0{,}2$ *кг/сек*, который мгновенно вступает в реакцию и выделяет $Q_р = 4{,}5 \cdot 10^5$ *дж/кг* тепла. Начальная температура реагента также равна 20° С, а его удельная теплоемкость практически равна теплоемкости раствора $c = 3500$ *дж/(кг·град)*.

Указание. Для определения времени нагревания проинтегрировать уравнение теплового баланса

$$kF\,(t-\theta)\,d\tau + G'Q_р\,d\tau = c\,(G_0 + G'\tau)\,d\theta + cG'\,(\theta - 20)\,d\tau$$

Тепло, сообщаемое паром, и теплота реакции нагревают раствор и реагент до температуры θ.

Задача VII. 13. Определить среднюю температуру кипения уксусной кислоты в выпарном аппарате с вертикальными кипятильными трубами длиной 2,5 *м*. Давление в паровом пространстве выпарного аппарата составляет 0,2 *ат*. Уровень жидкости над трубами равен нулю. Плотность кипящей жидкости в трубах принять равной 0,5 плотности уксусной кислоты, составляющей при температуре кипения в выпарном аппарате 1020 *кг/м³*. Температура кипения уксусной кислоты при атмосферном давлении равна 118,5° С, а давление ее паров при 60° С составляет 88,9 *мм рт. ст.*

Задача VII. 14. 48%-ный раствор NaOH имеет при нормальном атмосферном давлении температуру кипения 140° С, а при давлении 0,2 *ат* — 99° С. Определить температуру кипения раствора при 0,7 *ат*.

Указание. Использовать метод Дюринга.

Задача VII. 15. Определить поверхность теплообмена, необходимую для выпаривания 1,5 *кг/сек* воды при атмосферном давлении и при разрежении 0,8 *ат*. Коэффициент теплопередачи в обоих случаях принять равным 1800 *вт/(м²·град)*. Выпаривание происходит за счет теплоотдачи от насыщенного водяного пара под давлением 2 *ат*. Для определения средней температуры кипения воды принять плотность паро-жидкостной эмульсии в трубах равной 0,5 плотности воды при той же температуре.

Задача VII. 16. В выпарном аппарате с вертикальными кипятильными трубами (длиной 3 *м*) и поверхностью теплообмена 131 *м²* необходимо упарить 1,3 *кг/сек* 10%-ного раствора KCl до концентрации 32%. Для нагрева использовать насыщенный водяной пар при атмосферном давлении. Определить, каким должно быть рабочее давление в аппарате, чтобы обеспечить требуемую производительность. Коэффициент теплопередачи принять равным 900 *вт/(м²·град)*; исходный раствор поступает в выпарной аппарат предварительно нагретым до температуры кипения; температурная депрессия равна 7° С; плотность раствора составляет 1200 *кг/м³*.

Указание. Плотность кипящей жидкости принять равной 0,6 плотности раствора, а энтальпию раствора — равной сумме энтальпий воды и растворенного вещества.

Задача VII. 17. Производительность выпарного аппарата с поверхностью теплообмена 50 *м²* в момент ввода в эксплуатацию составляла 0,4 *кг/сек* исходного раствора. После трех месяцев работы производительность снизилась до 0,32 *кг/сек*. Определить толщину образовавшегося за это время слоя отложений, если теплопроводность $\lambda = 1{,}4$ *вт/(м²·град)*, а также производительность аппарата через год работы, если скорость нарастания слоя отложений будет постоянной. В выпарном аппарате осуществляется выпарка 10%-ного раствора $CaCl_2$ до концентрации 30%. Начальная температура исходного раствора равна 20° С. Греющим агентом служит насыщенный водяной пар под давлением 2 *ат*. Средняя температура кипения раствора в выпарном аппарате равна 111° С. Удельная теплоемкость $CaCl_2$ $c = 685$ *дж/(кг·град)*.

Задача VII. 18. Рассчитать выпарной аппарат непрерывного действия для концентрирования при атмосферном давлении 1,5 *кг/сек* 12%-ного раствора KNO_3 до концентрации 39%. Температура кипения раствора при нормальном атмосферном давлении равна 104° С. Для нагрева используется насыщенный водяной пар

с температурой 125° С. Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 1300$ *вт/(м²·град)*; гидростатическая температурная депрессия $\Delta t_г = 1{,}2°$ С. Для предварительного нагревания раствора от температуры 15° С используют часть вторичного пара; поверхность теплообмена предварительного нагревателя $F_1 = 35$ *м²*, а коэффициент теплопередачи $k = 850$ *вт/(м²·град)*. Удельная теплоемкость твердого KNO_3 $c = 1100$ *дж/(кг·град)*. Потерями тепла в окружающую среду пренебречь.

Задача VII. 19. Определить, до какой концентрации можно упарить 4%-ный водный раствор в выпарном аппарате поверхностью теплообмена $F = 65$ *м²*. Количество исходного раствора составляет 1,2 *кг/сек*. Средняя температура кипения раствора 104° С. Выпарка производится при атмосферном давлении. Удельная теплоемкость растворенного вещества $c = 1250$ *дж/(кг·град)*. Для нагревания используют насыщенный водяной пар под давлением 3 *ат*. Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 850$ *вт/(м²·град)*. Раствор поступает в выпарной аппарат при температуре 15° С.

Задача VII. 20. По условиям задачи (VII. 19) определить конечную концентрацию раствора, если последний перед поступлением в выпарной аппарат подвергается предварительному нагреванию до 110° С.

Задача VII. 21. Необходимо повысить производительность выпарного аппарата по исходному раствору от 2,5 до 4 *кг/сек*. Определить, насколько надо повысить давление греющего пара, чтобы конечная концентрация раствора при увеличении производительности не снизилась. Производительность 2,5 *кг/сек* достигается при давлении пара 2 *ат*; средняя температура кипения раствора 108° С. Коэффициент теплопередачи пропорционален квадратному корню из тепловой нагрузки.

Задача VII. 22. Для концентрирования 2 *т/ч* исходного 10%-ного раствора до 30% расходуется 1,77 *т/ч* насыщенного водяного пара под давлением 3 *ат*. Определить потери тепла выпарным аппаратом в окружающую среду, если известно, что раствор кипит при 108° С, а начальная температура раствора равна 20° С. Удельная теплоемкость исходного и концентрированного растворов соответственно равна 3850 и 3300 *дж/(кг·град)*. Теплотой концентрирования (дегидратации) пренебречь.

Задача VII. 23. Барометрический конденсатор выпарного аппарата работает при давлении 0,15 *ат*, потребляя 22,2 *кг/сек* охлаждающей воды; температура воды равна 18° С. Определить производительность выпарного аппарата по исходному раствору, если известно, что концентрация раствора повышается с 15 до 40%, а охлаждающая вода нагревается до 50° С.

Задача VII. 24. Двухходовой конденсатор состоит из 32 труб диаметром 38/31 *мм* и длиной 5 *м*. В межтрубном пространстве конденсируется водяной пар при атмосферном давлении, а по трубам движется вода, нагревающаяся от 7 до 80° С. Количество конденсируемого пара составляет 0,5 *кг/сек*. Определить коэффициент теплопередачи (отнесенный к наружной поверхности труб).

Задача VII. 25. Рассчитать поверхностный теплообменник для конденсирования 1000 *кг/ч* водяного пара при атмосферном давлении. Для охлаждения используется вода, которая нагревается от 20 до 60° С. Тип конденсатора — кожухотрубный с трубами диаметром 25/21 *мм* и длиной 1,2 *м*. Коэффициенты теплоотдачи: на стороне воды (в трубном пространстве) $\alpha_1 = 1900$ *вт/(м²·град)*; на стороне пара $\alpha_2 = 4200$ *вт/(м²·град)*. Для металлической стенки и отложений теплопроводимость $\Sigma\lambda/\delta = 3500$ *вт/(м²·град)*.

Определить также число ходов для воды в трубном пространстве, необходимое для достижения значения коэффициента теплоотдачи, как можно более близкого к указанному.

Указание. Коэффициент теплоотдачи от стенки к воде вычислить по формуле (VI. 23).

Задача VII. 26. В поверхностном теплообменнике конденсируется насыщенный водяной пар при 50° С. Количество переданного в единицу времени тепла $Q = 300\,000$ *вт*. Охлаждающим агентом служит движущаяся по трубам диаметром 25/21 *мм* и длиной 3 *м* вода, которая нагревается от 20 до 35° С. Скорость воды должна быть выбрана так, чтобы $Re = 10\,000$. Определить расход воды, количество труб и число ходов.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара $\alpha_2 = 7500$ *вт/(м²·град)*; теплопроводимость стенки и отложений $\sum \frac{\lambda}{\delta} = 4500$ *вт/(м²·град)*.

Задача VII. 27. Определить поверхность теплообмена поверхностного конденсатора для конденсации 2 *кг/сек* пара следующего состава: *н*-бутан 60 вес. % и *н*-гексан 40 вес. %. Конденсация происходит при 4 *ат*. Для охлаждения используется вода, температура которой изменяется от 20 до 50° С. Движение теплоносителей происходит смешанным током (один ход — для пара в межтрубном пространстве и два хода — для воды в трубах). Энтальпия компонентов газовой фазы при температуре насыщения: бутан $i''_1 = 8{,}0 \cdot 10^5$ *дж/кг*; гексан $i''_2 = 7{,}9 \cdot 10^5$ *дж/кг*. Энтальпия конденсата: бутан $i'_1 = 4{,}16 \cdot 10^5$ *дж/кг*; гексан $i'_2 = 3{,}88 \cdot 10^5$ *дж/кг*. Расчетное значение коэффициента теплопередачи $k = 1100$ *вт/(м²·град)*.

Задача VII. 28. Рассчитать полочный конденсатор смешения для конденсации 10 000 *кг/ч* паров воды при $p = 0{,}22$ *ат*. Для охлаждения используется вода при температуре 20° С. Определить диаметр конденсатора и число полок.

Указание. Максимально допустимую скорость пара в свободном сечении конденсатора принять $w = 10$ *м/сек*.

ЛИТЕРАТУРА

Кичигин М. А., Костенко Г. Н., Теплообменные аппараты и выпарные установки, Госэнергоиздат, 1955.
Хоблер Т., Теплопередача и теплообменники, пер. с польск., Госхимиздат, 1961.
Колач Т. А., Радун Д. В., Выпарные станции, Машгиз, 1963.
Чернобыльский И. И., Выпарные установки, изд. Киевского Государственного Университета, 1960.
Балайка Б., Сикора К., Процессы теплообмена в аппаратах химической промышленности, Машгиз, 1962.
Егоров Н. Н., Охлаждение газа в скрубберах, Госхимиздат, 1954.
Кожухотрубные теплообменники общего назначения, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШа, 1965.
Аппараты выпарные трубчатые вертикальные общего назначения, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШа, 1965.

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ

ДИФФУЗИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Глава VIII

МАССОПЕРЕДАЧА

ОСНОВЫ МАССООБМЕНА

В этой главе рассматриваются основы процесса массопередачи в системах газ — жидкость, пар — жидкость и жидкость — жидкость.

Равновесие между фазами

Состояние равновесия гетерогенной системы при данных давлении и температуре характеризуется определенным соотношением между концентрациями компонентов в обеих фазах.

Равновесие газ — жидкость. В системе газ — жидкость количественное соотношение между составами обеих фаз выражается законом Генри

$$P_i = H_i x_i \tag{VIII. 1}$$

где P_i — парциальное давление i-го компонента в газе при равновесии; x_i — мольная доля i-го компонента в жидкости; H_i — константа Генри i-го компонента, имеющая размерность давления.

С учетом закона Дальтона

$$P_i = y_i p \tag{VIII. 2}$$

вместо уравнения (VIII. 1) можно получить

$$y_i^* = \frac{H_i}{p} x_i = k x_i \tag{VIII. 3}$$

где y_i^* — мольная доля i-го компонента в газовой фазе при равновесии; p — общее давление; $k = H_i/p$ — безразмерная константа.

Относительные мольные концентрации X и Y связаны с концентрациями, выраженными в мольных долях, соотношением:

$$Y = \frac{y}{1-y}; \qquad X = \frac{x}{1-x} \tag{VIII. 4}$$

Подставив в выражение (VIII.3) вместо мольных долей относительные мольные концентрации, получим

$$Y^* = \frac{kX}{1+(1-k)X} \qquad \text{(VIII.5)}$$

где X и Y — отношение числа молей компонента, распределяемого между фазами, соответственно к числу молей растворителя или инертного газа.

Закон Генри применим только для идеальных систем при не очень больших давлениях и концентрациях. В этих условиях уравнения (VIII.3) и (VIII.5) используют для построения линии равновесия, необходимой при расчете абсорбционных колонн.

Если закон Генри не применим ($H \neq \text{const}$ и, следовательно, $k \neq \text{const}$), уравнения (VIII.3) и (VIII.5) теряют смысл, и линию равновесия строят на основе экспериментальных данных.

Нередко кривая равновесия может быть описана уравнением

$$y^* = Ax^b \qquad \text{(VIII.6)}$$

После логарифмирования и дифференцирования уравнения (VIII.6) получаем выражение для угла наклона m кривой равновесия

$$m = k\frac{\lg\left(y_2^*/y_1^*\right)}{\lg\left(x_2/x_1\right)} \qquad \text{(VIII.7)}$$

где y^* — мольная доля абсорбируемого компонента в газе при равновесии; константа k определяется по кривой равновесия ($k = y^*/x$ для точки, в которой определяется угол наклона m).

Система пар — жидкость. Количественное соотношение между составами обеих фаз выражается законом Рауля

$$p_i = P_i x_i \qquad \text{(VIII.8)}$$

где p_i — парциальное давление i-го компонента; P_i — давление паров чистого i-го компонента при температуре кипения смеси; x_i — мольная доля i-го компонента в жидкой смеси.

Для идеальной бинарной смеси можно написать следующие соотношения, вытекающие из закона Рауля

$$y_1^* = \frac{P_1}{p} x_1 \qquad \text{(VIII.9)}$$

$$x_1 = \frac{p-P_2}{P_1-P_2} \qquad \text{(VIII.10)}$$

$$y_1^* = \frac{P_1}{p}\cdot\frac{p-P_2}{P_1-P_2} = \frac{P_1}{p} x_1 \qquad \text{(VIII.11)}$$

где x_1, y_1^* — мольные доли легколетучего компонента в равновесных жидкой и паровой фазах соответственно; P_1, P_2 — давление паров чистых компонентов; p — общее давление в системе.

С помощью уравнений (VIII.10) и (VIII.11) можно построить линию равновесия бинарной смеси, если известны значения давлений паров в интервале между температурами кипения обоих чистых компонентов.

При отсутствии экспериментальных данных давление паров можно определить по уравнению Антуана

$$\lg P = A - B/(t+C) \qquad \text{(VIII.12)}$$

где A, B, C — константы.

Относительная летучесть компонентов выражается соотношением

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} \qquad \text{(VIII.13)}$$

Если в соответствующем интервале температур значение α остается постоянным, то линию равновесия можно построить на основании уравнения Фенске

$$y_1^* = \frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1} \qquad \text{(VIII.14)}$$

Для неидеальных смесей, когда закон Рауля не соблюдается, вводят поправочный множитель γ, называемый коэффициентом активности, и уравнения (VIII.10) и (VIII.11) принимают вид

$$x_1 = \frac{p-\gamma_2 P_2}{\gamma_1 P_1 - \gamma_2 P_2} \qquad \text{(VIII.15)}$$

$$y_1^* = \frac{\gamma_1 P_1}{p} x_1 \qquad \text{(VIII.16)}$$

Для определения коэффициентов активности рекомендуется уравнение Ван-Лаара

$$\ln\gamma_1 = \frac{\dfrac{A}{T}}{\left(1+\dfrac{A}{B}\cdot\dfrac{x_1}{x_2}\right)^2} \qquad \text{(VIII.17)}$$

$$\ln\gamma_2 = \frac{\dfrac{B}{T}}{\left(1+\dfrac{B}{A}\cdot\dfrac{x_2}{x_1}\right)^2} \qquad \text{(VIII.18)}$$

где γ_1, γ_2 — коэффициенты активности компонентов; A, B — константы, характерные для каждого из компонентов смеси; T — абсолютная температура кипения смеси состава x_1 и x_2 соответственно, °K.

Обычно уравнения (VIII.17) и (VIII.18) используются в упрощенном виде

$$\lg\gamma_1 = \frac{A}{\left(1+\dfrac{A}{B}\cdot\dfrac{x_1}{x_2}\right)^2} \qquad \text{(VIII.17a)}$$

$$\lg\gamma_2 = \frac{A}{\left(1+\dfrac{B}{A}\cdot\dfrac{x_2}{x_1}\right)^2} \qquad \text{(VIII.18a)}$$

Если известны две пары значений γ_1 и γ_2, то константы A и B определяются из следующих выражений:

$$A = \lg \gamma_1 \left(1 + \frac{x_2}{x_1} \cdot \frac{\lg \gamma_2}{\lg \gamma_1}\right)^2 \qquad \text{(VIII. 19)}$$

$$B = \lg \gamma_2 \left(1 + \frac{x_1}{x_2} \cdot \frac{\lg \gamma_1}{\lg \gamma_2}\right)^2 \qquad \text{(VIII. 20)}$$

Если известно бо́льшее число пар значений γ_1 и γ_2, то более точные значения констант A и B можно найти при построении графиков уравнений (VIII. 17) и (VIII. 18), приведенных к виду

$$\frac{1}{(T \ln \gamma_1)^{1/2}} = \frac{1}{A^{1/2}} + \frac{A^{1/2}}{B} \cdot \frac{x_1}{x_2} \qquad \text{(VIII. 21)}$$

$$\frac{1}{(T \ln \gamma_2)^{1/2}} = \frac{1}{B^{1/2}} + \frac{B^{1/2}}{A} \cdot \frac{x_2}{x_1} \qquad \text{(VIII. 22)}$$

Для многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля

$$y_i = \frac{P_i}{p} x_i = k_i x_i \qquad \text{(VIII. 23)}$$

причем температура начала конденсации смеси определяется из условия

$$\sum x_i = \sum \frac{p y_i}{P_i} = \sum \frac{y_i}{k_i} = 1 \qquad \text{(VIII. 24)}$$

а температура начала кипения — из условия

$$\sum y_i = \sum \frac{P_i}{p} x_i = \sum k_i x_i = 1 \qquad \text{(VIII. 25)}$$

Значения константы равновесия k_i в уравнении (VIII. 23) для различных углеводородов могут быть найдены по номограммам и графикам.

Если значения константы равновесия для данного вещества на графике отсутствуют, то они могут быть определены из фугитивностей

$$k_i = \frac{f_i'}{f_i''} \qquad \text{(VIII. 26)}$$

где f_i' — фугитивность i-го компонента в жидкости; f_i'' — фугитивность i-го компонента в газе (паре).

На рис. VIII-1 и VIII-2 приведены фугитивности для некоторых углеводородов, причем обозначения $T_{пр}$ и $P_{пр}$ на рис. VIII-1 относятся к приведенным значениям температуры и давления, т. е. отношению абсолютной температуры и давления к их критическим величинам.

Система жидкость — жидкость. В простом случае, когда система состоит из трех компонентов A, B и S, причем компоненты A и S — несмешивающиеся между собой жидкости, условие равновесия может быть выражено соотношением

$$y_B^* = k_B x_B \qquad \text{(VIII. 27)}$$

где x_B, y_B — концентрации компонента B, распределяемого между рафинатом и экстрактом соответственно, вес. %; k_B — коэффициент распределения.

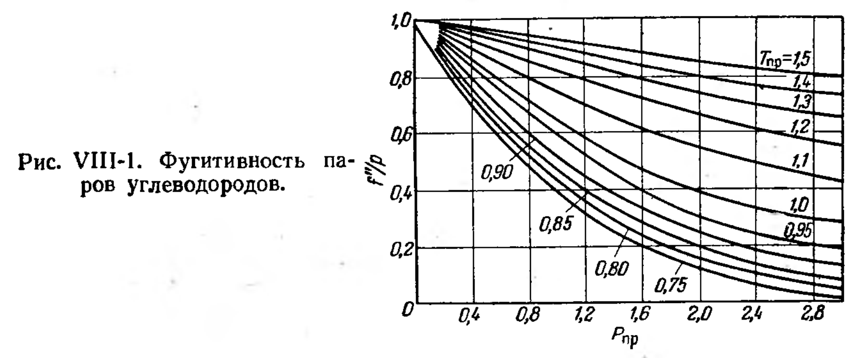


Рис. VIII-1. Фугитивность паров углеводородов.

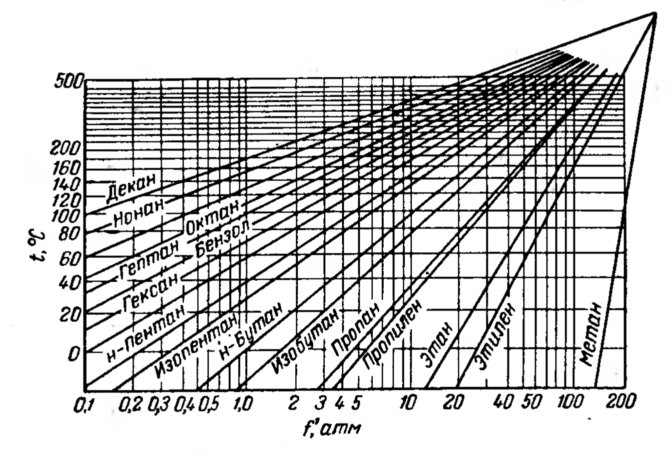


Рис. VIII-2. Фугитивность f' некоторых жидких углеводородов.

Если компоненты A и S не смешиваются между собой, то концентрации нередко выражают в относительных единицах

$$x_B' = \frac{x_B}{100 - x_B} \qquad \text{(VIII. 28)}$$

$$y_B' = \frac{y_B}{100 - y_B} \qquad \text{(VIII. 28a)}$$

Уравнение (VIII. 27) используют для построения линии равновесия в процессах жидкостной экстракции при условии практически полной несмешиваемости жидкостей.

Более подробные сведения об условиях равновесия при экстракции будут изложены в гл. XII.

Коэффициенты диффузии

В зависимости от механизма массообмена различают молекулярную и конвективную диффузии. Молекулярная диффузия происходит путем перемещения молекул в неподвижном слое или в слое, движущемся ламинарно, в направлении, перпендикулярном движению потока. Конвективная диффузия — гидродинамический процесс, при котором перемещение макроскопических объемов жидкости происходит вследствие возникновения конвективных токов, обусловленных чаще всего турбулентными пульсациями в потоке.

Диффузионный перенос вещества из одной фазы в другую происходит через поверхность раздела, образующуюся в месте соприкосновения обеих фаз. Считается, что по ту и другую стороны поверхности раздела образуются тонкие пограничные диффузионные слои, в которых наблюдается резкое изменение концентрации. Движение жидкости внутри пограничного слоя носит ламинарный характер, причем скорость движения возрастает линейно с увеличением расстояния от поверхности раздела. В массе газа или жидкости движение носит турбулентный характер. Здесь преобладает более быстрый процесс конвективной диффузии, что приводит к выравниванию концентраций в направлении, поперечном к поверхности раздела фаз. Таким образом, в разных зонах той или другой фазы действуют различные механизмы переноса в зависимости от гидродинамических условий *.

Общее уравнение для расчета диффузионного переноса вещества в смеси двух газов имеет вид

$$N_A = -D\frac{cdy_A}{dx} + y_A(N_A + N_B) \qquad \text{(VIII. 29)}$$

В зависимости от условий, при которых происходит перенос вещества, величина $(N_A + N_B)$ приниимает различные значения. Наиболее важными являются следующие два случая.

Эквимолекулярная противоточная диффузия. В этом случае $N_A = -N_B$, поэтому, учитывая, что $cdy_A = dc_A$, после интегрирования уравнения (VIII. 29) получим

$$N_A = \frac{D}{x}(c_{A_1} - c_{A_2}) = \frac{D}{xRT}(p_{A_1} - p_{A_2}) \qquad \text{(VIII. 30)}$$

* Представления, излагаемые авторами, соответствуют так называемой пленочной модели массопередачи, грубо приближенно отражающей механизм переноса вещества в фазах. В действительности затухание турбулентных пульсаций и нарастание ламинарности движения при приближении к границе раздела фаз происходят постепенно, но ускоряются по мере приближения к межфазной поверхности. Соответственно переход от ядра потока к пограничному слою, когда процесс лимитируется сначала конвективной, а затем молекулярной диффузией, является не столь резким. Более подробно см. Левич В. Г., Физико-химическая гидродинамика, Физматгиз, 1959. *(Прим. ред.)*

Диффузия через слой инертного газа $(N_B = 0)$. В этом случае уравнение (VIII. 29) принимает вид

$$N_A = \frac{1}{1 - y_A} D \frac{dy_A}{dx} = -\frac{c}{c - c_A} D \frac{dc_A}{dx} \qquad \text{(VIII. 30a)}$$

После интегрирования получим

$$N_A = \frac{D}{x} \cdot \frac{p}{RT} \ln \frac{p - p_{A_2}}{p - p_{A_1}} \qquad \text{(VIII. 31)}$$

Подставим в это уравнение p_B вместо $(p - p_A)$ и введем обозначение среднелогарифмической движущей силы

$$p_{B_{\text{ср}}} = \frac{p_{B_2} - p_{B_1}}{\ln \frac{p_{B_2}}{p_{B_1}}} \qquad \text{(VIII. 32)}$$

Тогда в конечном итоге получаем

$$N_A = \frac{D}{x} \cdot \frac{1}{RT} \cdot \frac{p}{p_{B_{\text{ср}}}} (p_{A_1} - p_{A_2}) \qquad \text{(VIII. 33)}$$

Уравнения (VIII. 31) и (VIII. 33) используются как для расчета переноса вещества в соответствующих условиях, так и при экспериментальном определении коэффициентов диффузии.

В этих уравнениях:

N_A, N_B — количество вещества, диффундирующего через единицу поверхности в единицу времени; y_A — мольная доля компонента А; c_A, c_B — мольные концентрации компонентов; p_A, p_B — парциальные давления компонентов; $p = p_A + p_B$ — общее давление газа; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура; x — толщина слоя, через который происходит диффузия; D — коэффициент диффузии.

Индексы 1 и 2 в приведенных выше уравнениях соответствуют направлению диффузии от точки 1 к точке 2.

Методика экспериментального определения коэффициентов диффузии относительно сложна. При расчетах процессов массопередачи используют имеющиеся в литературе экспериментальные данные, а при их отсутствии коэффициенты диффузии определяют расчетным путем.

Формулы для определения коэффициентов диффузии в газах: формула Максвелла, модифицированная Джиллилендом

$$D = 0{,}0043 \frac{T^{3/2}}{p\left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3}\right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \qquad \text{(VIII. 34)}$$

формула Андрусова

$$D = \frac{0{,}000792\,T^{1,78}}{p\left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3}\right)^2} \left[\frac{1}{\sqrt{M_A M_B}} + \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}\right] \qquad \text{(VIII. 35)}$$

Для коэффициентов диффузии в жидкостях можно использовать эмпирическую формулу

$$D = 7{,}7 \cdot 10^{-10} \frac{T}{\mu\left(V_A^{1/3} - V_0^{1/3}\right)} \qquad \text{(VIII. 36)}$$

Более точна для этой цели формула Уилки и Чанга

$$D = 7{,}4 \cdot 10^{-10} \frac{(\chi M)^{1/2} T}{\mu V_A^{0,6}} \qquad \text{(VIII. 37)}$$

В приведенных уравнениях:

D — коэффициент диффузии, *см²/сек*; T — абсолютная температура, °К; p — общее давление, *атм*; V — мольный объем при температуре кипения и атмосферном давлении, *см³/моль*; M — молекулярный вес растворителя; μ — динамическая вязкость, *пз*; V_0 — константа, характеризующая жидкость; χ — параметр, характеризующий степень ассоциации жидкости.

Константу V_0 принимают, например, равной 0,8 — для воды, 14,9 — для метанола и 22,8 — для бензола.

Параметр χ принимается равным 1 — для неассоциированных жидкостей, 2,6 — для воды, 1,9 — для метанола, 1,5 — для этанола.

Чтобы выразить коэффициенты диффузии в *м²/ч*, величины, полученные по уравнениям (VIII. 34) и (VIII. 37), следует умножить на 0,36.

Изменение коэффициента диффузии при различных давлениях и температуре характеризуется следующими зависимостями:

для диффузии в газах

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{1,5} \qquad \text{(VIII. 38)}$$

для диффузии в жидкостях

$$D = D_{20} \left[1 + b\,(t - 20)\right] \qquad \text{(VIII. 39)}$$

$$b = 0{,}2 \frac{\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\gamma}} \qquad \text{(VIII. 40)}$$

В формуле (VIII. 40) вязкость μ жидкости выражена в *спз*, а удельный вес — в *кгс/м³*.

При диффузии компонента А в смеси инертных компонентов B, C и D коэффициент диффузии компонента А определяется по формуле

$$D_A = \frac{1 - y_A}{\dfrac{y_B}{D_{AB}} + \dfrac{y_C}{D_{AC}} + \dfrac{y_D}{D_{AD}}} \qquad \text{(VIII. 41)}$$

где y_A, y_B, y_C, y_D — мольные доли компонентов; D_{AB}, D_{AC}, D_{AD} — коэффициенты диффузии компонента A в каждом из компонентов B, C и D.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТОВ МАССООТДАЧИ

Обобщенное выражение, описывающее процесс массоотдачи в одной из фаз, представляет собой функцию, связывающую критерии подобия

$$f\left(\mathrm{Fr},\ \mathrm{Re},\ \mathrm{Sh},\ \mathrm{Sc},\ \mathrm{Ho},\ \mathrm{Fo}',\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0}\right) = 0 \qquad \text{(VIII. 42)}$$

Для стационарных процессов критерии гомохронности Ho и Фурье Fo′ из обобщенного выражения исключаются, и оно принимает более простой вид

$$f\left(\mathrm{Fr},\ \mathrm{Re},\ \mathrm{Sh},\ \mathrm{Sc},\ \frac{l_1}{l_0},\ \frac{l_2}{l_0}\right) = 0 \qquad \text{(VIII. 43)}$$

Часто, когда можно пренебречь действием сил тяжести, критерий Фруда Fr также опускают, а в ряде случаев он появляется в сочетании с критерием Рейнольдса Re в виде критерия Галилея Ga. В результате уравнение (VIII. 43) для геометрически подобных систем принимает вид

$$\mathrm{Sh} = f\,(\mathrm{Re},\ \mathrm{Ga},\ \mathrm{Sc}) \qquad \text{(VIII. 44)}$$

Названия и значения критериев, входящих в уравнения (VIII. 42) и (VIII. 44), приведены ниже*:

Критерий	Формула для расчета	Критерий	Формула для расчета
Рейнольдса Re	wl/ν	Шервуда Sh	kl/D
Фруда Fr	w^2/gl	Шмидта Sc	$\mu/\rho D$
Галилея Ga	gl^3/ν^2	Модифицированный критерий Фурье Fo′	$D\tau/l^2$

Обозначения, используемые в выражениях критериев, соответствуют уже неоднократно упоминавшимся выше за исключением следующих величин: τ — время протекания процесса; l — определяющий линейный размер; k — коэффициент массоотдачи.

Определение коэффициентов массоотдачи в системе газ — жидкость

Уравнение массоотдачи в любой из двух взаимодействующих фаз имеет вид

$$n_A = kF\,\Delta c \qquad \text{(VIII. 45)}$$

где n_A — количество вещества, перенесенного в единицу времени, *кмоль/ч*; k — коэффициент массоотдачи, *кмоль/(м²·ч·Δc)* ($\Delta c = 1$); F — поверхность контакта фаз, *м²*; Δc — перепад концентрации между ядром потока и границей раздела фаз.

---

* Критерии Sh и Sc в советской литературе чаще именуют *диффузионными критериями Нуссельта и Прандтля* и обозначают Nu′ и Pr′ в отличие от тепловых критериев Nu и Pr. (*Прим. ред.*)

В зависимости от того, в каких единицах выражены концентрации, коэффициент массоотдачи k может выражаться, например, в следующих единицах:

$$k = \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot атм}; \quad \left(\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \frac{кмоль}{м^3}} = \frac{м}{ч} \right); \quad \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \Delta y};$$

$$\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \frac{кг}{м^3}}; \quad \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \frac{кмоль}{кмоль}}; \quad \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot мм\ рт.\ ст.}; \quad \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \Delta x} \qquad \text{(VIII. 46)}$$

В дальнейшем для облегчения сопоставления значений, полученных при помощи различных формул, коэффициенты массоотдачи будут, как правило, выражаться в *м/ч*. Для перехода к другим размерностям можно использовать соотношения:

$$\left[\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot атм}\right] = \frac{p}{p_{B,\ ср} \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} T} \left[\frac{м}{ч}\right] \qquad \text{(VIII. 47)}$$

$$\left[\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \Delta y}\right] = \frac{1}{22{,}4} \cdot \frac{T}{273} \left[\frac{м}{ч}\right] \qquad \text{(VIII. 48)}$$

$$\left[\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot мм\ рт.\ ст.}\right] = \frac{p}{p_{B,\ ср} \cdot 760 \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} T} \left[\frac{м}{ч}\right] \qquad \text{(VIII. 49)}$$

$$\left[\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \Delta x}\right] = \frac{\rho_B}{M_B} \left[\frac{м}{ч}\right] \qquad \text{(VIII. 50)}$$

где T — температура процесса, °К; p — общее давление, *атм*; $p_{B,\ ср}$ — среднее давление инертного компонента, *атм*; M_B — средняя масса 1 *кмоль* жидкости, *кг/кмоль*; ρ_B — средняя плотность жидкости, *кг/м³*.

Ниже приведены некоторые формулы для расчета коэффициентов массоотдачи в аппаратах различных типов*.

Колонны с орошаемыми стенками. Коэффициент массоотдачи в газовой фазе может быть найден из следующих уравнений.

При ламинарном движении газа, если $\mathrm{ReSc}\,\frac{d}{h} < 4{,}5$, то

$$\mathrm{Sh} = 0{,}5\,\mathrm{ReSc}\,\frac{d}{h} \qquad \text{(VIII. 51)}$$

Если

$$\mathrm{ReSc}\,\frac{d}{h} > 13$$

то

$$\mathrm{Sh} = 1{,}62\,\mathrm{Re}^{1/3}\mathrm{Sc}^{1/3}\left(\frac{d}{h}\right)^{1/3} \qquad \text{(VIII. 52)}$$

При турбулентном движении газа

$$\mathrm{Sh} = 0{,}023\,\mathrm{Re}^{0{,}83}\mathrm{Sc}^{0{,}44} \qquad \text{(VIII. 53)}$$

---

* Более подробные сведения, необходимые для применения в расчетах наиболее надежных формул, см. Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966. (*Прим. ред.*)

где $\mathrm{Sh} = \frac{k_г d}{D}$ — критерий Шервуда; $\mathrm{Re} = \frac{w\,d\rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса; $\mathrm{Sc} = \frac{\mu}{\rho D}$ — критерий Шмидта; $k_г$ — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, *м/ч*; d — диаметр колонны, *м*; w — скорость газа в пустой колонне, *м/сек*; ρ — плотность газа, *кг/м³*; D — коэффициент диффузии газа, *м²/сек*; μ — динамическая вязкость, *н · сек/м²*; h — высота колонны, *м*.

Для малых колонн диаметром 25 *мм* можно пользоваться формулой Морриса и Джексона

$$k_г = 36{,}1 C \rho_A w^{0{,}75} p^{0{,}75} \left(\frac{293}{T}\right)^{0{,}56} \qquad \text{(VIII. 53а)}$$

где $k_г$ — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, *кг/(м² · ч · атм)*; $C = \left(\frac{\rho_A}{\mu_A}\right)^{0{,}25} D^{0{,}5}$ — характеристическая константа абсорбируемого газа, определяемая при 20° С; $w = w_г + w_ж$ — относительная скорость газа и жидкости, *м/сек*; $w_г$ — фиктивная скорость газа (в пустой колонне), *м/сек*; $w_ж$ — скорость жидкой пленки (рис. VIII-3), *м/сек*; ρ_A — плотность абсорбируемого газа при 20° С, *кг/м³*; p — общее давление, *атм*; T — абсолютная температура процесса, °К.

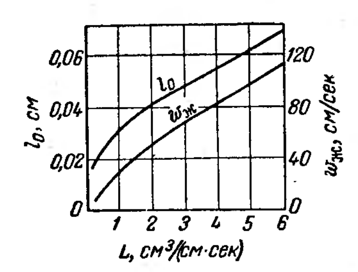


Рис. VIII-3. Зависимость толщины l_0 и скорости $w_ж$ пленки жидкости от линейной плотности орошения L для колонны с орошаемыми стенками.

Константа C имеет, например, значение 0,72 — для N_2, NH_3 и H_2; 0,54 — для SO_2 и Cl_2; 0,61 — для CO_2.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рекомендуют пользоваться уравнением

$$\mathrm{Sh} = 0{,}725\,\mathrm{Re}^{0{,}33}\mathrm{Sc}^{0{,}5}\left(\frac{l_0}{D}\right)^{0{,}5} \qquad \text{(VIII. 54)}$$

где $\mathrm{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса; $l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g}\right)^{1/3}$ — толщина пленки жидкости (см. рис. VIII-3), выполняющая роль определяющего линейного размера в критерии Шервуда; $\Gamma = \frac{Q_ж}{\Pi}$ — массовая линейная плотность орошения, *кг/(м · сек)*; $Q_ж$ — массовый расход, *кг/сек*; П — смоченный периметр, *м*.

Насадочные колонны. Для больших колонн с насадкой из колец Рашига при определении коэффициента $k_г$, отнесенного к полной геометрической поверхности насадки, можно пользоваться уравнением Ван-Кревелена и Хофтицера

$$\mathrm{Sh} = C\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\mathrm{Sc}^{0{,}33} \qquad \text{(VIII. 55)}$$

где $\mathrm{Re} = \frac{q_г}{\sigma\mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса для насадочных колонн; $C = 0{,}1 - 0{,}2$ — безразмерная константа (Хоблер рекомендует $C = 0{,}11$);

$q_г$ — массовая фиктивная скорость газа, $кг/(м^2 \cdot сек)$; σ — удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Здесь в критерии Шервуда определяющим линейным размером является диаметр шара такого же объема, что и элемент насадки.

Для колонн с деревянной хордовой насадкой уравнение (VIII. 55) принимает вид

$$Sh = 0{,}04C\, Re^{0{,}8} Sc^{0{,}33} \qquad (VIII.\ 56)$$

где $C = 0{,}875 + \frac{4\sqrt{Re}\, l^2}{d_{экв} h}$ — поправочный множитель; $d_{экв} = 2t$ — эквивалентный диаметр насадки, $м$; $Re = \frac{q_г d_{экв}}{\varepsilon \mu}$ — модифицированный критерий Рейнольдса; l — толщина досок насадки, $м$; h — высота досок, $м$; t — расстояние между досками, $м$; ε — свободный объем насадки $м^3/м^3$.

Для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе в насадочных колоннах можно использовать метод Морриса и Джексона. При этом коэффициент массоотдачи для колонны с насадкой находят путем умножения коэффициента массоотдачи для лабораторной колонны с орошаемой стенкой, определяемого по уравнению (VIII. 53а), на множитель $R_г$, характерный для каждого типа насадки (см. табл. IX-1). В этом случае значения скоростей, входящих в уравнение (VIII. 53а) для насадки, имеют следующий смысл:

$w = w_г + w_ж$ — относительная скорость газа у поверхности жидкости, $м/сек$; $w_г = w_ф/\varepsilon$ — скорость газа в насадке, $м/сек$; $w_ф$ — фиктивная скорость газа (отнесенная ко всему сечению колонны), $м/сек$; $w_ж$ — скорость пленки жидкости на поверхности насадки, являющаяся функцией объемной плотности орошения L (рис. VIII-4); L — объемная плотность орошения, $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

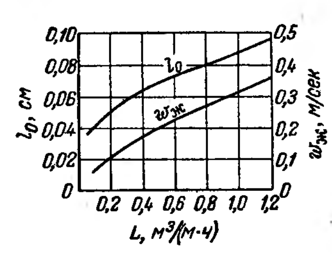


Рис. VIII-4. Зависимость толщины l_0 и скорости пленки жидкости $w_ж$ от плотности орошения L для насадочной колонны.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе рекомендуется уравнение

$$Sh = C\, Re^m Sc^n \qquad (VIII.\ 57)$$

где C, m и n — константы, значения которых зависят от характеристик насадки (табл. VIII-1).

В качестве определяющего линейного размера в критерии Шервуда [уравнение (VIII. 57)] берут величину l_0, определяемую по уравнению

$$l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g}\right)^{1/3}$$

Таблица VIII-1. **Значения констант C, m и n в формуле (VIII. 57)**

Насадка	Диаметр насадки, мм	C	m	n	Предел плотности орошения, кг/(м²·ч)
Кольца Рашига	25—50	0,006	0,78	0,5	980—156 160
» »	12	0,0082	0,65	0,5	980—156 160
Седла Берля	12—37	0,007	0,72	0,5	980—156 160
Кольца и куски навалом . . .	—	0,0015	0,66	0,33	> 3 000
Кольца Рашига	12—50	0,013	0,5	0,5	> 380

В выражение для критерия Рейнольдса подставляют эквивалентный диаметр, определяемый в данном случае следующим образом

$$d_{экв} = \frac{1}{\sigma}$$

где σ — удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Величину l_0, а также скорость пленки $w_ж$ можно определить по графику, приведенному на рис. VIII-4.

Из уравнений, полученных путем подстановки значений констант из табл. VIII-1 в общее уравнение (VIII. 57), наименьшие значения коэффициента массоотдачи получают по уравнению Ван-Кревелена:

$$Sh = 0{,}015\, Re^{0{,}66} Sc^{0{,}33} \qquad (VIII.\ 58)$$

где $Re = \frac{q_ж}{\sigma \mu}$ — критерий Рейнольдса для жидкости; $q_ж$ — массовая плотность орошения, $кг/(м^2 \cdot сек)$.

В уравнении (VIII. 58) эквивалентный диаметр относят к смоченной поверхности насадки.

Указанный выше метод Морриса и Джексона можно использовать также для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для насадочных колонн. При этом коэффициент массоотдачи $k_{ст}$ в жидкой фазе, найденный для стандартной дисковой лабораторной колонны, умножают на коэффициент пересчета $R_ж$:

$$k_{ст} = 147 C_ж L^{0{,}7} f(t) \qquad (VIII.\ 59)$$

$$k_ж = k_{ст} R_ж \qquad (VIII.\ 60)$$

где $C_ж = \left(\frac{\rho_ж}{\mu_ж}\right)^{0{,}2} D^{0{,}5}$ — константа для жидкости при 20° С; $f(t) = \left(\frac{T}{293}\right)^{0{,}5} \times \frac{\mu_{ж,\ 20°\ С}}{\mu_ж}$ — температурная поправка; L — линейная плотность орошения, $м^3/(м \cdot ч)$; $R_ж$ — коэффициент, характеризующий насадку (см. стр. 307).

Константа $C_ж$ для водной абсорбции при 20° С имеет следующие значения: $C_ж = 0{,}011$ для N_2, NH_3, C_2H_2, CO и $C_ж = 0{,}010$ для SO_2, CO_2 и H_2S.

Тарельчатые колонны. Для определения коэффициента массоотдачи при $w_г > 0{,}15$ *м/сек* и $w_ж > 0{,}01$ *м/сек* можно пользоваться уравнением Ван-Кревелена, модифицированным Хоблером

$$\frac{k_{0,\,г}V}{G} = 4{,}10\mathrm{Sc}^{-2/3}w_ж^{0{,}25} \qquad \text{(VIII. 61)}$$

где $k_{0,\,г}$ — коэффициент массоотдачи в газовой фазе, отнесенный к объему жидкости на тарелке, *1/ч*; $V = SH$ — объем пены на тарелке, *м³*; S — площадь поперечного сечения колонны, *м²*; H — высота слоя пены на тарелке, *м*; $w_ж$ — скорость жидкости на тарелке, *м/сек*; G — расход газа, *м³/ч*.

Можно также использовать уравнение

$$\mathrm{Sh} = 0{,}69\mathrm{Sc}^{0{,}5}\mathrm{Re}^{0{,}72}\mathrm{Ga}^{0{,}24} \qquad \text{(VIII. 62)}$$

где $\mathrm{Ga} = \frac{gl^3}{\nu^2}$ — критерий Галилея для газовой фазы; $l = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho_ж g}$ — высота слоя светлой жидкости на тарелке, *м*; $\Delta p_{ст}$ — гидростатическое давление слоя пены, находящегося на тарелке, *н/м²*; $\rho_ж$ — плотность жидкости, *кг/м³*.

В качестве определяющего размера в критерии Sh, Re и Ga входит величина l.

Дытнерский и Касаткин получили следующее уравнение для расчета массоотдачи в тарельчатых колоннах:

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^4\, \mathrm{Re}^{0{,}5}\mathrm{Sc}^{0{,}5}\Gamma_c \qquad \text{(VIII. 63)}$$

где $\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{lg\rho}$ — критерий, характеризующий гидравлическое сопротивление системы; $\mathrm{Re} = \frac{wl\rho}{\varepsilon\mu}$ — критерий Рейнольдса; ε — газосодержание слоя пены.

В качестве линейного размера в уравнении (VIII. 63) берут 1 *м*.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе можно использовать уравнение

$$\mathrm{Sh} = 0{,}23\,\mathrm{Sc}^{0{,}5}\mathrm{Re}^{1{,}10}\mathrm{Ga}^{0{,}24}\Gamma^{-1} \qquad \text{(VIII. 64)}$$

где $\Gamma = h_{ст}/h_п$ — геометрический симплекс; $h_{ст}$ — статическая высота слоя светлой жидкости на тарелке, *м*; $h_п$ — высота слоя пены на тарелке, *м*.

Можно также примеиять уравнение (VIII. 63) с модифицированным выражением критерия Рейнольдса для жидкой фазы

$$\mathrm{Re} = \frac{w_ж l\rho}{(1-\varepsilon)\,\mu}$$

В уравнениях (VIII. 62) и (VIII. 64) коэффициент массоотдачи отнесен ко всей работающей площади тарелки; в уравнении (VIII. 63) величина $k_г$ отнесена к свободному сечению тарелки.

Уравнения (VIII. 62) и (VIII. 64) получены на основании экспериментальных данных с учетом предположения, что перемешивание жидкости на тарелке является идеальным. Уравнение (VIII. 63) учитывает реальное изменение концентрации жидкости вдоль тарелки.

Формулы для определения коэффициентов массоотдачи для отдельных систем газ — жидкость. Процесс абсорбции двуокиси серы водой в насадочных колоннах описывается уравнениями

$$k_г\sigma = 0{,}0994q_г^{0{,}7}q_ж^{0{,}25} \qquad \text{(VIII. 65)}$$

$$k_ж\sigma = bq_ж^{0{,}82} \qquad \text{(VIII. 66)}$$

а процесс абсорбции аммиака водой

$$k_г\sigma = 0{,}040q_г^{0{,}72}q_ж^{0{,}38} \qquad \text{(VIII. 67)}$$

$$k_ж\sigma = 0{,}027q_ж^{0{,}78} \qquad \text{(VIII. 67а)}$$

где $k_г$ — коэффициент абсорбции в газовой фазе, *кмоль/(м² · ч · атм)*; $k_ж$ — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, *м/ч*; $q_г$, $q_ж$ — массовая фиктивная скорость газа и жидкости, *кг/(м² · ч)*; b — константа, зависящая от температуры.

Для температур 10, 20 и 30° С константа b принимает значения 0,0093; 0,0116 и 0,0143 соответственно.

Выражения (VIII. 67) и (VIII. 67а) действительны при температуре $t = 30°$ С для насадки из колец Рашига диаметром $d = 38$ *мм*.

Абсорбция двуокиси углерода водой описывается уравнением

$$k_ж\sigma = 2{,}57w_ж^{0{,}96} \qquad \text{(VIII. 68)}$$

Определение коэффициентов массоотдачи в системе пар — жидкость *

При отсутствии других данных для расчета коэффициентов массоотдачи в этой системе могут быть использованы формулы, рекомендуемые для систем газ — жидкость. Кроме того, получены некоторые специальные соотношения для описания процессов ректификации.

Насадочные колонны. Пари рекомендует следующую формулу:

$$k_г = \frac{1}{\varepsilon} \cdot \frac{G}{Sp}\,\mathrm{Re}^{-0{,}25}\mathrm{Sc}^{-0{,}67} \qquad \text{(VIII. 69)}$$

где $k_г$ — коэффициент массоотдачи, *кмоль/(м² · ч · атм)*; Re — критерий Рейнольдса; S — площадь поперечного сечения колонны, *м²*; G — расход пара, *кмоль/ч*; p = общее давление в колонне, *ат*.

Тарельчатые колонны. Плановский и Касаткин рекомендуют следующие уравнения:

для паровой фазы

$$\mathrm{Sh} = 0{,}79\mathrm{Re} + 1{,}1 \cdot 10^4 \qquad \text{(VIII. 70)}$$

$$\mathrm{Sh} = (1{,}1 \ldots 2)\,\mathrm{Re}^{0{,}9}\mathrm{Sc}^{0{,}25} \qquad \text{(VIII. 71)}$$

для жидкой фазы (при ректификации спиртов и ацетона)

$$\mathrm{Sh} = 3{,}8 \cdot 10^4\mathrm{Sc}^{0{,}62} \qquad \text{(VIII. 72)}$$

---

* Более подробные сведения по этому вопросу см. Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965. (*Прим. ред.*)

В уравнениях (VIII. 70) и (VIII. 72) в качестве определяющего размера берут $l = 1$ *м*, а в уравнении (VIII. 71) — выражение

$$l = \left(\frac{2\sigma_ж}{\rho g}\right)^{0,5} \qquad \text{(VIII. 73)}$$

где $\sigma_ж$ — поверхностное натяжение, *н/м*.

В уравнениях (VIII. 70) — (VIII. 73) коэффициенты массоотдачи отнесены ко всей работающей площади тарелки.

Определение коэффициентов массоотдачи в системе жидкость — жидкость *

Для капель, падающих через слой воды, при $Re = 50—800$ можно пользоваться соотношением

$$Sh = -178 + 3{,}62\, Re^{0,5} Sc^{0,5} \qquad \text{(VIII. 74)}$$

где в критерий Рейнольдса входит скорость падения капель и их эквивалентный диаметр.

Определение коэффициентов массопередачи

Коэффициенты массопередачи и массоотдачи связаны между собой соотношениями:

$$K_г = \frac{1}{\frac{1}{k_г} + \frac{m}{k_ж}} \qquad \text{(VIII. 75)}$$

$$K_ж = \frac{1}{\frac{1}{mk_г} + \frac{1}{k_ж}} \qquad \text{(VIII. 76)}$$

где $K_г$, $K_ж$ — коэффициенты массопередачи, вычисленные при выражении движущей силы через концентрации в газе и жидкости (соответственно); m — наклон линии равновесия, выраженный в тех же единицах, что и коэффициенты массоотдачи $k_г$ и $k_ж$.

Наклон m линии равновесия можно определить графически или рассчитать по соотношению (VIII. 7). Если относительная летучесть постоянна, то m можно определить путем дифференцирования (VIII. 14) и подстановки соответствующих значений переменных x и y.

ПРИМЕРЫ

Пример VIII. 1. Определить количество водорода, которое можно растворить в 100 *г* воды при 25° С. Водород поглощается из газовой смеси, общее давление которой равно 760 *мм рт. ст.*, а парциальное давление водорода 200 *мм рт. ст.* При 25° С константа Генри для водорода $H = 7{,}07 \cdot 10^4$ *атм.*

Решение. Согласно закону Генри (уравнение VIII. 1)

$$x^*_{H_2} = \frac{p_{H_2}}{H_{H_2}}$$

Так как константа H выражена в физических атмосферах, переводим парциальное давление водорода в эти единицы:

$$p_{H_2} = \frac{200}{760} = 0{,}263 \text{ атм}$$

$$x_{H_2} = \frac{0{,}263}{7{,}07 \cdot 10^4} = 3{,}715 \cdot 10^{-6} \text{ мол. доли}$$

Для перевода концентрации из мольных долей x_{H_2} в граммы водорода на 100 *г* воды пересчитываем сначала мольную долю в относительную мольную концентрацию по уравнению (VIII. 4)

$$X = \frac{x}{1 - x}$$

Отсюда концентрация водорода (в *г*/100 *г* воды):

$$c_{H_2} = \frac{x_{H_2}}{1 - x_{H_2}} \cdot \frac{M_{H_2}}{M_{H_2O}} \cdot 100$$

где M_{H_2} — молекулярный вес H_2; M_{H_2O} — молекулярный вес воды.

Подставив числовые значения, получим

$$c_{H_2} = \frac{3{,}715 \cdot 10^{-6}}{1 - 3{,}715 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{2}{18} \cdot 100 = 4{,}151 \cdot 10^{-5} \text{ г } H_2/100 \text{ г воды}$$

Пример VIII. 2. Определить, каково должно быть давление кислорода, чтобы его растворимость в воде при температуре 25° С составляла $c_{O_2} = 0{,}03$ *г*/100 *г* воды.

Значения константы Генри при 25° С зависят от давления и приведены ниже:

p_{O_2}, *мм рт. ст.*	760	5620	6350
$H \cdot 10^{-4}$, *атм*	4,38	4,89	4,95

Решение. Определяем сначала мольную долю кислорода, соответствующую требуемой концентрации

$$x_{O_2} = \frac{0{,}03/32}{(0{,}03/32) + (100/18)} = 1{,}688 \cdot 10^{-4}$$

Так как константа Генри в рассматриваемом примере является функцией давления, а в задаче и требуется определить давление, при котором происходит растворение, будем решать ее методом подбора. Принимая некоторое значение

* Более подробные сведения по этому вопросу см. Трейбал Р., Жидкостная экстракция, Изд. «Химии», 1966. (*Прим. ред.*)

давления, по величине константы H при этом давлении находим давление кислорода из закона Генри. Вычисления продолжим до тех пор, пока полученное значение давления не окажется достаточно близким принятому.

Приближение I. Принимаем, что абсорбция происходит при давлении 760 *мм рт. ст.*

$$p = Hx$$

где $H = 4{,}38 \cdot 10^4$ *атм*;

$$p = 4{,}38 \cdot 10^4 \cdot 1{,}688 \cdot 10^{-4} = 7{,}39 \text{ атм} = 5620 \text{ мм рт. ст.}$$

Вычисленное значение p очень сильно отличается от принятого.

Приближение II. Полагаем, что абсорбция происходит при $p = 7{,}39$ *атм.* В этом случае $H = 4{,}89 \cdot 10^4$ *атм*

$$p = 4{,}89 \cdot 10^4 \cdot 1{,}688 \cdot 10^{-4} = 8{,}25 \text{ атм} = 6350 \text{ мм рт. ст.}$$

Приближение III. Так как и во втором приближении вычисленное значение получилось выше принятого, принимаем для ускорения расчета давление несколько выше вычисленного в предыдущем приближении, равное $p = 8{,}36$ *атм* $= 6350$ *мм рт. ст.* Тогда $H = 4{,}95 \cdot 10^4$ *атм*; $p = 4{,}95 \cdot 10^4 \cdot 1{,}688 \cdot 10^{-4} = 8{,}36$ *атм* $= 6350$ *мм рт. ст.*

Рис. VIII-5. Равновесие в системе аммиак — воздух — вода при 20° С и 760 *мм рт. ст.* (к примеру VIII-3):

1 — по закону Генри; *2* — по экспериментальным данным.

Принятое и вычисленное значения давления совпадают. Значит, необходимое давление кислорода для получения концентрации кислорода 0,03 *г/100 г* воды равно 8,36 *атм.*

Пример VIII. 3. Построить кривую равновесия для системы аммиак — воздух — вода при 20° С и 760 *мм рт. ст.*, используя для этого закон Генри (значение константы Генри $H = 2{,}74$ *атм*). Сравнить полученную кривую с кривой, построенной по экспериментальным данным о растворимости аммиака в воде при 20° С, приведенным ниже:

Парциальное давление p_{NH_3}, *мм рт. ст.*	2	2,5	5	10	15	20	25	30	40
Концентрация NH_3 в воде c_{NH_3}, *г/100 г* воды	12	15	31,7	69,6	114	166	227	298	470

Решение. Воспользуемся выражением закона Генри в виде уравнения (VIII. 3)

$$y^*_{NH_3} = \frac{H_{NH_3}}{p} x_{NH_3}$$

Зная значения константы H и давления p и подставляя в это уравнение различные величины независимой переменной x, находим соответствующие значения переменной y^*:

x	0,02	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$y^* = \frac{H}{p} x$	0,0548	0,137	0,274	0,411	0,548	0,685	0,822

По этим значениям x и y^* строим линию равновесия (рис. VIII-5, кривая *1*).

Для построения линии равновесия по экспериментальным данным пересчитываем сначала концентрацию аммиака, выраженную в *г/100 г* воды, в мольные доли по формуле

$$x = \frac{c_{NH_3}/17}{c_{NH_3}/17 + 100/18}$$

где 17 и 18 — молекулярные веса аммиака и воды соответственно.

Значения мольной доли аммиака в газовой фазе определяем, зная парциальное давление и общее давление (табл. VIII-2), по формуле

$$y^* = \frac{p_{NH_3}}{760}$$

Таблица VIII-2. **Равновесные концентрации аммиака** (система аммиак — воздух — вода)

c_{NH_3}, *г/100 г* воды	p_{NH_3}, *мм рт. ст.*	y^*	x	c_{NH_3}, *г/100 г* воды	p_{NH_3}, *мм рт. ст.*	y^*	x
2	12	0,0158	0,0207	20	166	0,2182	0,175
2,5	15	0,0197	0,0258	25	227	0,2986	0,209
5	31,7	0,0417	0,0503	30	298	0,392	0,241
10	69,6	0,0915	0,0957	40	470	0,618	0,296
15	114	0,150	0,136				

Результаты расчета приведены в табл. VIII-2 и на рис. VIII-5 (кривая *2*). Как видно из этого рисунка, закон Генри дает значительные отклонения от экспериментальных данных. Поэтому для хорошо растворимых газов, как правило, не следует пользоваться законом Генри.

Пример VIII. 4. Построить равновесные линии для процесса абсорбции двуокиси серы водой в координатах $y - x$ и $Y - X$, пользуясь экспериментальными данными, полученными при $t = 20°$ С и общем давлении 760 *мм рт. ст.*:

Парциальное давление SO_2, p_{SO_2}, *мм рт. ст.*	0,5	1,2	3,2	8,5	14,1	26	38	59	92
Концентрация SO_2, c_{SO_2}, *г/100 г* воды	0,02	0,05	0,1	0,2	0,3	0,5	0,7	1	1,5

Решение. Для пересчета концентрации SO_2, выраженной в *г/100 г* воды, используем формулу

$$x = \frac{c_{SO_2}/64}{c_{SO_2}/64 + 100/18}$$

где 64 и 18 — молекулярные веса SO_2 и воды соответственно.

Для выражения концентрации в относительных мольных единицах применяют уравнения (VIII. 4):

$$Y = \frac{y}{1 - y}; \qquad X = \frac{x}{1 - x}$$

При определении мольной доли двуокиси серы в газе необходимо учитывать давление паров воды при соответствующей температуре (в данном случае

$t = 20°$ C):

$$y^* = \frac{p_{SO_2}}{p - p_п}$$

где $p_п$ — давление паров воды; $p_п = 17{,}54$ *мм рт. ст.*

Таблица VIII-3. **Равновесные концентрации SO_2** (система SO_2 — воздух — вода)

p_{SO_2}, *мм рт. ст.*	c_{SO_2}, *г*/100 *г* воды	x	y^*	X	Y^*
92	1,5	0,00421	0,1237	0,00423	0,141
59	1	0,0028	0,0795	0,00281	0,0864
38	0,7	0,00196	0,0512	0,00196	0,0540
26	0,5	0,00140	0,0350	0,00140	0,0359
14,1	0,3	0,00084	0,0190	0,00084	0,0194
8,5	0,2	0,00056	0,01145	0,00056	0,0115
3,2	0,1	0,00028	0,00431	0,00028	0,00433
1,2	0,05	0,00014	0,00162	0,00014	0,00162
0,5	0,02	0,000056	0,00067	0,000056	0,00067

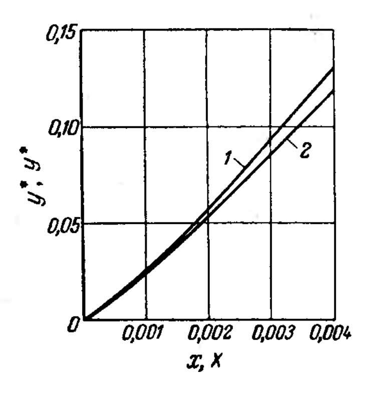


Рис. VIII-6. Равновесие в системе SO_2 — вода при 20° С и 760 *мм рт. ст.* (к примеру VIII. 4):

$1 - y^* = f(x)$; $2 - Y^* = f(X)$.

Подставив в предыдущие выражения экспериментальные значения $c_{SO_2} = 1{,}5$ *г*/100 *г* воды и $p_{SO_2} = 92$ *мм рт. ст.*, получим

$$x = \frac{1{,}5/64}{1{,}5/64 + 100/18} = 0{,}00421$$

$$X = \frac{0{,}00421}{1 - 0{,}00421} = 0{,}00423 \ \frac{кмоль\ SO_2}{кмоль\ воды}$$

$$y^* = \frac{92}{760 - 17{,}54} = 0{,}1237$$

$$Y^* = \frac{0{,}1237}{1 - 0{,}1237} = 0{,}141 \ \frac{кмоль\ SO_2}{кмоль\ ин.\ газа}$$

Аналогично определяем и другие значения $x(X)$ и $y^*(Y^*)$, сводя результаты вычислений в табл. VIII-3.

Полученные результаты графически представлены на рис. VIII-6, из которого видно, что при малых концентрациях обе кривые почти сливаются, так как концентрации в мольных долях близки к относительным мольным концентрациям.

Пример VIII. 5. Пользуясь уравнением Антуана, определить давление паров бензола и толуола в интервале температур 70—120° С. Числовые значения констант, входящих в уравнения Антуана, приведены ниже:

	A	*B*	*C*
Бензол . .	6,89745	1206,350	220,237
Толуол . .	6,95334	1343,943	219,377

Решение. Уравнение Антуана (VIII. 12):

$$\lg P = A - \frac{B}{(t - C)}$$

Подставляем в это уравнение различные значения температуры t и определяем соответствующие значения давления P, выраженные в *мм рт. ст.*

При температуре $t = 70°$ С получаем:

для бензола

$$\lg P_1 = 6{,}89745 - \frac{1206{,}350}{70 + 220{,}237} = 2{,}74137$$

$$P_1 = 551{,}3 \ мм\ рт.\ ст.$$

для толуола

$$\lg P_2 = 6{,}95334 - \frac{1343{,}943}{70 + 219{,}377} = 2{,}30908$$

$$P_2 = 203{,}76 \ мм\ рт.\ ст.$$

Действуя аналогично для других температур, получим результаты, приведенные в табл. VIII-4.

Таблица VIII-4. **Давление паров бензола (p_1) и толуола (p_2) в интервале температур 70—120° С** (в *мм рт. ст.*)

Температура, °С	Бензол (p_1)		Толуол (p_2)		Температура, °С	Бензол (p_1)		Толуол (p_2)	
	вычисленное	экспериментальное	вычисленное	экспериментальное		вычисленное	экспериментальное	вычисленное	экспериментальное
70	551,3	542	203,76	205	100	1350	1335	556	555
75	648	640	244,3	250	105	1543	1532	655	650
80	758	748	291,2	294	110	1756	1730	747	747
80,18	762	760	291,6	300	110,6	1783	—	759,4	760
85	882	876	345	352	115	1990	1978	859	862
90	1021	1013	407	408	120	2250	2230	985	990
95	1177	1170	477	481					

Из таблицы видно, что вычисленные значения очень близки к экспериментальным.

Пример VIII. 6. Определить наклон кривой равновесия $m_y = \frac{dy^*}{dx}$ для системы вода — аммиак — воздух при температуре $t = 20°$ С и давлении $p = 760$ *мм рт. ст.* в точках $c_1 = 10$ *г* NH_3/100 *г* воды и $c_2 = 30$ *г* NH_3/100 *г* воды.

Решение. Мольные доли компонентов в газе и в жидкости, соответствующие этим точкам, берем из табл. VIII-2 примера VIII. 3:

$$x_1 = 0{,}0957 \quad и \quad y_1^* = 0{,}0915$$

$$x_2 = 0{,}241 \quad и \quad y_2^* = 0{,}392$$

Наклон кривой m_y в указанных двух точках определяем по уравнению (VIII. 7)

$$m_y = k_y \frac{\lg (y_2^*/y_1^*)}{\lg (x_2/x_1)} = k_y C$$

$$C = \frac{\lg (0,392/0,0915)}{\lg (0,241/0,0957)} = 1,58$$

Значения констаиты k_y в этих точках:

$$k_{y_1} = \frac{y_1^*}{x_1} = \frac{0,0915}{0,0957} = 0,956$$

$$k_{y_2} = \frac{y_2^*}{x_2} = \frac{0,392}{0,241} = 1,625$$

Подставив эти значения в уравнение (VIII. 7), получим

$$m_{y_1} = k_{y_1} C = 0,956 \cdot 1,58 = 1,51$$

$$m_{y_2} = k_{y_2} C = 1,625 \cdot 1,58 = 2,57$$

Определим теперь соответствующие значения из графика, приведенного на рис. VIII-5: $m_{y_1} = 1,385$; $m_{y_2} = 3,02$.

Между величинами, полученными обоими методами, имеется большое различие. Это объясняется большой удаленностью друг от друга взятых точек. Если дополнительно взять промежуточную точку, то значения, полученные аналитически и графически, будут ближе друг к другу. Так, выбрав в качестве промежуточных значений $y_m^* = 0,2182$ и $x_m = 0,175$, получим

$$k_m = \frac{0,2182}{0,175} = 1,25$$

$$C_2 = \frac{\lg \frac{0,392}{0,2182}}{\lg \frac{0,241}{0,175}} = 1,832$$

$$C_1 = \frac{\lg \frac{0,2182}{0,0915}}{\lg \frac{0,175}{0,0957}} = 1,44$$

$$m_{y_1} = k_{y_1} C_1 = 0,956 \cdot 1,44 = 1,377$$

$$m_{y_2} = k_{y_2} C_2 = 1,625 \cdot 1,832 = 2,977$$

Как видно, в этом случае вычисленные значения уже очень мало отличаются от полученных графическим путем.

Пример VIII. 7. Построить в диаграмме $y - x$ линию равновесия для системы *н*-пентан — *н*-гексан при давлении 765 *мм рт. ст.* Построить также диаграмму $t - x,\ y$ для этой системы. Данные об изменении давления паров чистых компонентов при различной температуре приведены в табл. VIII-5.

Таблица VIII-5. **К построению кривой равновесия для системы *н*-пентан — *н*-гексан**

Температура, °C	Давление паров, *мм рт. ст.* *н*-пентан P_1	Давление паров, *мм рт. ст.* *н*-гексан P_2	$p - P_2$	$P_1 - P_2$	$x = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2}$	$y^* = \frac{P_1}{p} x$
36,3	765	236	529	529	1,00	1,00
43	961	326	439	635	0,691	0,868
49	1162	398	367	764	0,480	0,730
54	1352	472	293	880	0,333	0,588
57	1463	532	233	931	0,250	0,478
60	1603	582	183	1021	0,179	0,375
63	1751	639	126	1112	0,113	0,259
66	1906	702	63	1204	0,0523	0,130
69	2160	765	0	1395	0	0

Решение. Находим равновесные концентрации обоих компонентов по уравнениям (VIII. 10) и (VIII. 11)

$$x = \frac{p - P_2}{P_1 - P_2}$$

$$y^* = \frac{P_1}{p} x$$

При $t = 43°$ C давления паров $P_1 = 961$ *мм рт. ст.* и $P_2 = 326$ *мм рт. ст.*; подставив эти значения в предыдущие выражения при общем давлении $p = 765$ *мм рт. ст.*, получим

$$x = \frac{765 - 326}{961 - 326} = 0,692$$

$$y^* = \frac{961}{765} \cdot 0,692 = 0,869$$

Результаты аналогичных расчетов для интервала температур между точками кипения обоих чистых компонентов также приведены в табл. VIII-5. Полученные

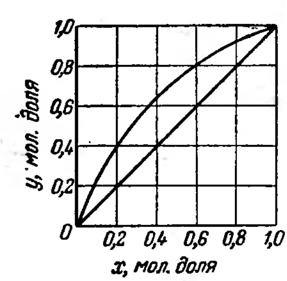


Рис. VIII-7. Равновесие в системе *н*-пентан — *н*-гексан.

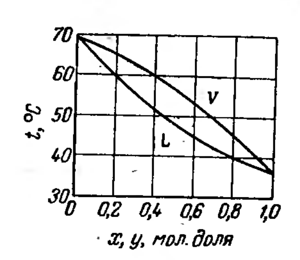


Рис. VIII-8. Диаграмма $t - x,\ y$ для системы *н*-пентан — *н*-гексан

результаты представлены графически на рис. VIII-7 и рис. VIII-8. На последнем рисунке кривая L, называемая кривой кипения, характеризует равновесный состав жидкой фазы (t, x), а кривая V, называемая кривой конденсации, — равновесный состав пара $(t,\ y^*)$.

Пример VIII. 8. Для системы бензол — дихлорэтан известны давления паров, соответствующие температуре кипения каждого компонента. Так, при температуре кипения бензола $t_1 = 80{,}18°$ С давление паров бензола и дихлорэтана составляет $P_1 = 760$ *мм рт. ст.* и $P_2 = 682$ *мм рт. ст.*, а при температуре кипения дихлорэтана давления паров соответственно равны $P_1 = 842$ *мм рт. ст.* и $P_2 = 760$ *мм рт. ст.*

Определить равновесные составы при указанных температурах, используя уравнение Фенске.

Решение. Уравнение Фенске (VIII. 14)

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)\, x}$$

где относительная летучесть α определяется по уравнению (VIII. 13)

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}$$

Правомерность применения уравнения Фенске обусловлена постоянством значения α во всем рассматриваемом интервале давлений. Для решения задачи необходимо проверить, соблюдается ли это условие.

При температуре кипения бензола

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{760}{682} = 1{,}113$$

При температуре кипения дихлорэтана

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{842}{760} = 1{,}109$$

Следовательно, в интервале давлений, соответствующих температурам кипения чистых компонентов, относительная летучесть остается приблизительно постоянной.

Для повышения точности расчетов воспользуемся средним значением относительной летучести

$$\alpha = \frac{1{,}113 + 1{,}109}{2} = \frac{2{,}222}{2} = 1{,}111$$

Подставляем в уравнение Фенске различные значения x и определяем соответствующие значения y^*. Так, при $x = 0{,}05$

$$y^* = \frac{1{,}111 \cdot 0{,}05}{1 + (1{,}111 - 1)\, 0{,}05} = 0{,}055$$

и т. д.

Результаты расчета приведены в табл. VIII-6, из которой видно, что вычисленные значения очень мало отличаются от экспериментальных.

Пример VIII. 9. Система ацетон — хлороформ при давлении 760 *мм рт. ст.* образует азеотропную смесь состава $y = x = 0{,}335$ мол. доли с максимумом температуры кипения $t_к = 64{,}5°$ С. При этой температуре давление паров ацетона $P_1 = 1000$ *мм рт. ст.*, а хлороформа $P_2 = 858$ *мм рт. ст.*

Построить линию равновесия, пользуясь уравнением ван-Лаара.

Таблица VIII-6. **Сопоставление равновесных составов фаз, вычисленных из уравнения Фенске, с экспериментальными данными**
(система бензол — дихлорэтан)

Температура, °С	Экспериментальные значения				Вычисленные значения		
	давление насыщенных паров, *мм рт. ст.*		мольная доля НК в паре y	мольная доля ВК в жидкости x	относительная летучесть α	мольная доля НК в паре y	мольная доля ВК в жидкости x
	P_1	P_2					
83,48	842	760	0	0	1,109	0	0
83,32			0,055	0,05		0,055	0,05
83,14			0,11	0,10		0,11	0,10
82,79			0,217	0,20		0,2173	0,20
82,45			0,322	0,30		0,323	0,30
82,10			0,426	0,40		0,426	0,40
81,77			0,526	0,50		0,526	0,50
81,43			0,625	0,60		0,625	0,60
81,09			0,722	0,70		0,722	0,70
80,76			0,816	0,80		0,816	0,80
80,42			0,909	0,90		0,909	0,90
80,09	760	682	1,00	1,00	1,113	1,00	1,00

Примечание. НК — низкокипящий компонент, ВК — высококипящий компонент.

Решение. Определяем сначала коэффициенты активности в азеотропной точке по уравнению (VIII. 16)

$$y^* = \frac{\gamma P}{p}\, x$$

Так как в азеотропной точке составы обеих фаз одинаковы, соотношение (VIII. 16) упрощается

$$\gamma = \frac{p}{P}$$

Подставив числовые значения, получим

для ацетона $\gamma_1 = \dfrac{p}{P_1} = \dfrac{760}{1000} = 0{,}760$

для хлороформа $\gamma_2 = \dfrac{p}{P_2} = \dfrac{760}{858} = 0{,}886$

Определяем константы A и B по уравнениям (VIII. 19) и (VIII. 20)

$$A = \lg 0{,}760 \left(1 + \frac{1 - 0{,}335}{0{,}335} \cdot \frac{\lg 0{,}886}{\lg 0{,}760}\right)^2 = -0{,}422$$

$$B = \lg 0{,}886 \left(1 + \frac{0{,}335}{1 - 0{,}335} \cdot \frac{\lg 0{,}760}{\lg 0{,}886}\right)^2 = -0{,}240$$

Подставляем значения констант A и B в уравнения (VIII. 17а) и (VIII. 18а):

$$\lg \gamma_1 = \frac{-0{,}422}{\left(1 + 1{,}758\,\dfrac{x_2}{x_1}\right)^2}; \quad \lg \gamma_2 = \frac{-0{,}240}{\left(1 + 0{,}570\,\dfrac{x_1}{x_2}\right)^2}$$

Для различных значений отношения x_1/x_2 определяем коэффициенты активности γ_1 и γ_2 и подставляем их в уравнение (VIII. 16) для построения линии

Таблица VIII-7. Результаты расчета условий равновесия с помощью уравнения ван-Лаара (система ацетон — хлороформ)

Экспериментальные значения										
температура, °С	мольная доля ацетона в жидкости x_1	мольная доля ацетона в паре y_1^*	давление паров ацетона P_1, *мм рт. ст.*	мольная доля $CHCl_3$ в жидкости x_2	$\frac{x_1}{x_2}$	$1{,}759\frac{x_1}{x_2}$	$\left(1+1{,}759\frac{x_1}{x_2}\right)^2$	$\lg \gamma_1$	γ_1	$y_1^*=\frac{P_1}{p}x_1$
57,5	0,9145	0,9522	780	0,0855	10,696	18,804	392,2	$\bar{1}$,99892	0,9975	0,9361
58,3	0,8590	0,9165	805	0,1409	6,097	10,719	137,5	$\bar{1}$,99694	0,9930	0,9035
59,4	0,7955	0,8688	835	0,2045	3,890	6,839	61,5	$\bar{1}$,99315	0,9843	0,8603
60,4	0,7388	0,8235	865	0,2612	2,828	4,972	35,7	$\bar{1}$,98828	0,9734	0,8185
61,6	0,6633	0,7505	900	0,3367	1,970	3,463	19,9	$\bar{1}$,97880	0,9524	0,7481
62,8	0,5750	0,6480	935	0,4250	1,353	2,379	11,4	$\bar{1}$,96399	0,9204	0,6511
64,0	0,4771	0,5170	970	0,5229	0,9124	1,604	6,8	$\bar{1}$,93894	0,8688	0,5299
64,5	0,3350	0,3350	1000	0,6650	0,5038	0,8857	3,56	$\bar{1}$,88256	0,7631	0,3364
64,4	0,2660	0,2370	990	0,7340	0,3624	0,6371	2,68	$\bar{1}$,84254	0,6959	0,2411
63,8	0,2108	0,1760	965	0,7892	0,2671	0,4696	2,16	$\bar{1}$,80463	0,6373	0,1710
63,1	0,1375	0,1000	950	0,8625	0,1594	0,2802	1,64	$\bar{1}$,74262	0,5529	0,0950
62,8	0,1108	0,0650	930	0,8892	0,1246	0,2190	1,49	$\bar{1}$,71688	0,5212	0,0701

равновесия. Полученные результаты приведены в табл. VIII-7. Для наглядности при сопоставлении вычисленных результатов с экспериментальными при расчете состава паровой фазы по уравнению (VIII. 16) задавались значениями переменной x, полученными в опытах.

Из табл. VIII-7 видно, что концентрация ацетона в паровой фазе y_1^* (в мол. долях), вычисленная с помощью коэффициентов активности, исходя из констант A и B для азеотропной точки, достаточно близки к экспериментальным значениям.

Пример VIII. 10. Определить температуру конденсации смеси паров, содержащей (в мольн. %): бензола — 25, толуола — 24 и *о*-ксилола — 51, при 760 *мм рт. ст.*

Решение. Температура начала конденсации смеси определяется из условия, выраженного уравнением (VIII. 24)

$$\sum x_i = \sum \frac{py_i}{P_i} = 1$$

Так как уравнения зависимости между давлением пара и температурой $P_i = f(t)$ сложны, решаем задачу методом подбора.

Приближение I. Полагаем, что температура начала конденсации смеси $t_к = 132°$ С. Этой температуре соответствуют значения давления паров чистых компонентов $P_б = 2949$, $P_т = 1503$ и $P_к = 563$ *мм рт. ст.*

Подставив эти значения в уравнение (VIII. 24), получим

$$\sum x_i = \frac{760y_б}{P_б} + \frac{760y_т}{P_т} + \frac{760y_к}{P_к} = \frac{190}{2949} + \frac{182{,}3}{1503} + \frac{388}{563} =$$

$$= 0{,}0644 + 0{,}121 + 0{,}689 = 0{,}8745$$

Так как оказалось, что $\Sigma x_i < 1$, то принятая температура слишком высока.

Приближение II. Принимаем $t_к = 128{,}6°$ С. При этом соответствующие давления паров $P_б = 2590$ *мм рт. ст.*, $P_т = 1170$ *мм рт. ст.* и $P_к = 509$ *мм рт. ст.* Подставив эти величины в уравнение (VIII. 24), получим

$$\sum x_i = \frac{190}{2590} + \frac{182{,}3}{1170} + \frac{388}{509} = 0{,}074 + 0{,}156 + 0{,}765 = 0{,}995$$

Так как этот результат очень близок к единице, принятую температуру $t_к = 128{,}6°$ С можно считать правильной. Первая порция образующегося конденсата будет иметь следующий состав: $x_б = 0{,}074$; $x_т = 0{,}156$; $x_к = 0{,}765$.

Пример VIII. 11. Определить константу равновесия k для гептана в смеси с другими углеводородами при давлении $p = 25$ *атм* и температуре $t = 200°$ С. Критическое давление гептана $P_{кр} = 26{,}8$ *атм*, а его критическая температура $t_{кр} = 540°$ С.

Решение. Так как давление слишком велико, то при решении примера законом Рауля пользоваться нельзя. Определим константу равновесия по уравнению (VIII. 26)

$$k_i = \frac{f_i'}{f_i''}$$

Фугитивность жидкой f_i' и газовой фаз f_i'' находим из графиков (см. рис. VIII. 1 и VIII. 2) как функции приведенной температуры и приведенного давления

$$P_{пр} = \frac{p}{P_{кр}} = \frac{25}{26\ 8} = 0{,}9325$$

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр}} = \frac{273+200}{540} = \frac{473}{540} = 0{,}875$$

Из рис. VIII. 1 получаем

$$\frac{f''}{p} = 0{,}507$$

и

$$f'' = 0{,}507p = 0{,}507 \cdot 25 = 12{,}68 \text{ атм}$$

Фугитивность жидкой фазы — из рис. VIII. 2

$$f' = 7{,}1 \text{ атм}$$

Следовательно

$$k = \frac{7{,}1}{12{,}68} = 0{,}561$$

При использовании закона Рауля было бы

$$k = \frac{P_i}{p} = \frac{9{,}55}{25} = 0{,}382$$

где значение 9,55 представляет собой давление паров гептана при $t = 200°$ С.

Таким образом, различие значений констант равновесия, найденных исходя из фугитивностей и по закону Рауля, очевидно.

Пример VIII. 12. Определить при давлении 13,6 *атм* температуру кипения смеси следующего состава:

Компонент	Мольн. %
Метан	7,0
Пропан	28,0
н-Бутан	32,0
Изобутан	33,0

Решение. Температура начала кипения смеси определяется уравнением (VIII. 25)

$$\sum y_i = \sum k_i x_i = 1$$

Как и в примере VIII. 10, уравнение решаем методом подбора. Для этого задаемся температурой кипения t, определяем значение k_i графически или по уравнению (VIII. 26) и подставляем эту величину в уравнение (VIII. 25). Решение подбором ведем до тех пор, пока не будет удовлетворено условие $\sum y_i = 1$.

Результаты вычислений приведены в табл. VIII-8.

Таблица VIII-8. **Результаты вычислений температуры кипения смеси методом подбора**

Компонент смеси	x	При 21° С		При 15° С		При 10° С	
		k_i	$y_i = k_i x_i$	k_i	$y_i = k_i x_i$	k_i	$y_i = k_i x_i$
Метан	0,070	12,0	0,8400	11,2	0,7840	10,05	0,7135
Пропан	0,280	0,72	0,2016	0,645	0,1806	0,58	0,1624
н-Бутан	0,320	0,22	0,0704	0,200	0,0640	0,165	0,0528
Изобутан	0,330	0,31	0,1023	0,260	0,0858	0,22	0,0726
	$\sum = 1{,}000$		1,2143		1,1144		1,0013

Если после трех приближений условие $\sum y_i = 1$ все еще не соблюдено, целесообразно построить график в координатах $\sum k_i x_i - t$; температура кипения на нем соответствует ординате $\sum k_i x_i = 1$.

Пример VIII. 13. Построить линию равновесия для процесса экстракции ацетона из воды 1,1,2-трихлорэтаном при 25° С, если коэффициент распределения равен $k = 1{,}65$. Концентрации y_B и x_B выражены в единицах $\frac{\text{кг компонента } B}{\text{кг} (A + S)}$. Сравнить полученную линию с построенной по экспериментальным данным. Экспериментальные данные по равновесию в системе ацетон — вода — трихлорэтан приведены в табл. VIII-9.

Таблица VIII-9. **Экспериментальные данные по равновесию в системе ацетон — вода — трихлорэтан**

Водная фаза				Органическая фаза			
трихлорэтан (S), вес. %	вода (A), вес. %	ацетон (B)		трихлорэтан (S), вес. %	вода (A), вес. %	ацетон (B)	
		вес. %	x_B			вес. %	y_B
0,52	93,52	5,96	0,0634	90,93	0,32	8,75	0,096
0,54	92,85	6,51	0,070	89,32	0,40	10,28	0,115
0,68	85,35	13,97	0,1624	78,32	0,90	20,78	0,262
0,73	82,23	17,04	0,205	73,76	1,10	25,14	0,336
0,79	80,16	19,05	0,235	71,01	1,33	27,66	0,382
1,00	73,00	26,00	0,351	60,85	2,09	37,06	0,589
1,02	72,16	26,92	0,368	59,21	2,27	38,52	0,627
1,04	71,33	27,63	0,382	58,21	2,40	39,39	0,650
1,11	69,35	29,54	0,419	55,48	2,85	41,67	0,714
1,17	67,95	30,88	0,447	53,92	3,11	42,97	0,753
1,60	62,65	35,73	0,555	47,53	4,26	48,21	0,930
2,10	57,00	40,90	0,692	40,00	6,05	53,95	1,172
3,75	50,20	46,05	0,854	33,70	8,90	57,40	1,347
6,52	41,70	51,78	1,074	26,26	13,40	60,34	1,521

Решение. В табл. VIII-9 (графы 4 и 8) приведены вычисленные значения концентрации ацетона в рафинате и экстракте x_B и y_B, выраженные в *кг* компонента B на *кг*$(A + S)$.

Для построения кривой равновесия по коэффициенту распределения используем уравнение (VIII. 27)

$$y_B^* = k_B x_B$$

Подставляя в уравнение различные значения x_B, определяем соответствующие значения y_B^*. Так, при $x_B = 0{,}05$ величина $y_B^* = 1{,}65 \cdot 0{,}05 = 0{,}0825$ и т. д. Результаты расчета приводятся ниже:

x_B	0,05	0,1	0,15	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
y_B^*	0,0825	0,165	0,248	0,33	0,495	0,66	0,825	0,99	1,155	1,32	1,485	1,65

Данные, полученные с помощью уравнения (VIII. 27), и экспериментальные данные (табл. VIII-10, графы 4 и 8) представлены графически на рис. VIII-9.

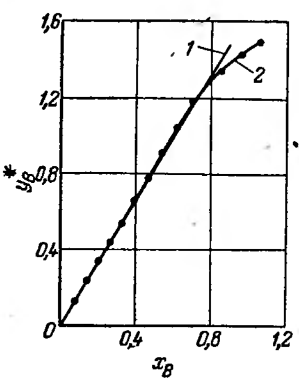


Рис. VIII-9. Диаграмма равновесия для системы вода — ацетон — трихлорэтан:

1 — по уравнению (VIII. 27);
2 — по экспериментальным данным.

Как видно из этого рисунка, до концентрации $y_B^* = 1{,}172$ *кг* (*B*) на *кг* $(A+S)$, что соответствует 40,90% ацетона в рафинате и 53,95% в экстракте, обе кривые практически совпадают. Таким образом, уравнение (VIII. 27) применимо в интервале концентраций, в котором взаимной растворимостью компонентов A и S можно пренебречь.

Пример VIII. 14. Определить коэффициент диффузии ацетона в воздухе, используя данные следующего опыта. Стеклянную трубку диаметром 1 *мм* наполнили ацетоном, причем расстояние от открытого конца трубки до уровня ацетона составляет 2,3 *см*. Трубку держали в медленном токе воздуха при температуре 18,8° С и давлении $p = 765{,}5$ *мм рт. ст.* Через 80 *мин* уровень ацетона в трубке понизился на 0,148 *см*; давление паров ацетона при $t = 18{,}8$° С равно $P_A = 170$ *мм рт. ст.*

Решение. Для решения задачи используем уравнение (VIII. 31), описывающее диффузию через слой инертного газа (в данном случае воздуха)

$$N_A = \frac{D}{x}\cdot\frac{p}{RT}\ln\frac{p-p_{A_2}}{p-p_{A_1}}$$

Количество вещества N_A, диффундирующего в единицу времени через единицу поверхности, определяем из данных задачи. За промежуток времени $d\tau$ испарится

$$N_A = \frac{\rho_A S dx}{MS\,d\tau} = \frac{\rho_A\,dx}{M\,d\tau}$$

где ρ_A — плотность жидкого ацетона; M — масса 1 *моль* ацетона.

Подставив значение N_A в уравнение (VIII. 31), получим

$$\frac{D}{x}\cdot\frac{p}{RT}\ln\frac{p-p_{A_2}}{p-p_{A_1}} = \frac{\rho_A dx}{Md\tau}$$

После разделения переменных и интегрирования находим следующее выражение для коэффициента диффузии

$$D = \frac{RT}{p\ln\dfrac{p-p_{A_2}}{p-p_{A_1}}}\cdot\frac{\rho_A}{M}\cdot\frac{x_2^2-x_1^2}{2\tau}$$

Величины, входящие в это выражение, имеют следующие значения в системе СГС:

$R = 82{,}06$ *см*³ · *атм*/(*моль* · ° K)
$T = 273 + 18{,}8 = 291{,}8$° K
$p = \dfrac{765{,}5}{760} = 1{,}007$ *атм*
$p_{A_2} = 0$ (концентрацией паров ацетона в воздухе можно пренебречь)

$p_{A_1} = P_A = 170$ *мм рт. ст.*
$\rho_A = 0{,}79$ *г/см*³
$M = 58{,}1$ *г/моль*
$x_1 = 2{,}300$ *см*
$x_2 = 2{,}300 + 0{,}148 = 2{,}448$ *см*
$\tau = 80\cdot 60 = 4800$ *сек*

Подставив эти величины в выражение для определения D, получим

$$D = \frac{82{,}06\cdot 291{,}8}{1{,}007\ln\dfrac{765{,}5}{595{,}5}}\cdot\frac{0{,}79}{58{,}1}\cdot\frac{2{,}448^2-2{,}3^2}{2\cdot 4800} = 0{,}0944\ \text{см}^2/\text{сек}$$

Пример VIII. 15. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воздухе при $t = 20$° С и $p = 1$ *атм*. Дано $V_{SO_2} = 44{,}8$ *см*³/*моль* и $V_{воз} = 29{,}9$ *см*³/*моль*.

Решение. Воспользуемся уравнением (VIII. 34)

$$D = 0{,}0043\frac{T^{3/2}}{p\left(V_A^{1/3}+V_B^{1/3}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_A}+\frac{1}{M_B}}$$

Подставив в него величины $T = 273 + 20 = 293$° С; $p = 1$ *атм*; $V_A = 44{,}8$ *см*³/*моль*; $V_B = 29{,}9$ *см*³/*моль*; $M_A = 64$; $M_B = 28{,}95$, получим

$$D = \frac{4{,}3\cdot 10^{-3}\cdot 293^{3/2}}{1\left(44{,}8^{1/3}+29{,}9^{1/3}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{64}+\frac{1}{28{,}95}} = 0{,}1094\ \text{см}^2/\text{сек}$$

Используем также уравнение (VIII. 35)

$$D = \frac{7{,}92\cdot 10^{-4}T^{1{,}78}}{p\left(V_A^{1/3}+V_B^{1/3}\right)^2}\left(\frac{1}{\sqrt{M_AM_B}}+\sqrt{\frac{1}{M_A}+\frac{1}{M_B}}\right) =$$

$$= \frac{7{,}92\cdot 10^{-4}\cdot 2{,}46\cdot 10^4}{44{,}22}\left(2{,}32\cdot 10^{-2}+2{,}2427\cdot 10^{-1}\right) = 0{,}1093\ \text{см}^2/\text{сек}$$

Обе формулы, таким образом, дают довольно близкие значения коэффициента диффузии, которые к тому же мало отличаются от величины, полученной экспериментальным путем, — $D = 0{,}122$ *см*²/*сек*.

Пример VIII. 16. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воде при температуре $t = 25$° С.

Решение. Воспользуемся уравнением (VIII. 36)

$$D = 7{,}7\cdot 10^{-10}\frac{T}{\mu\left(V_A^{1/3}-V_0^{1/3}\right)}$$

Подставив в него величины $\mu = 0{,}8937$ *спз*, $V_0 = 8$ *см*³/*моль* — для воды и $V_A = 44{,}8$ *см*³/*моль* — для SO_2, получим

$$D = 7{,}7\cdot 10^{-10}\frac{298}{0{,}8937\cdot 10^{-2}\left(44{,}8^{1/3}-8^{1/3}\right)} = 1{,}655\cdot 10^{-5}\ \text{см}^2/\text{сек}$$

Более точное значение можно получить с помощью уравнения (VIII. 37)

$$D = 7{,}4\cdot 10^{-10}\frac{(\chi M)^{1/2}T}{\mu V_A^{0{,}6}}$$

где значение χ для воды равно 2,6.

$$D = 7{,}4 \cdot 10^{-10} \frac{(2{,}6 \cdot 18)^{1/2} 298}{0{,}8937 \cdot 10^{-2} 44{,}8^{0{,}6}} = 1{,}719 \cdot 10^{-5} \ см^2/сек$$

Это значение ближе к найденному экспериментально $D = 1{,}70 \cdot 10^{-5}$ *см²/сек.*

Пример VIII. 17. Определить коэффициент диффузии двуокиси серы в воде при 25° С, если при 20° С величина $D_{20} = 1{,}519 \cdot 10^{-5}$ *см²/сек.*

Решение. Используем формулу (VIII. 39)

$$D = D_{20}\,[1 + b\,(t - 20)]$$

где $b = 0{,}2 \frac{\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\gamma}}$

Для воды

$$D = D_{20}\left[1 + 0{,}2 \frac{\sqrt{0{,}8937}}{\sqrt[3]{1000}}\,(t - 20)\right] =$$

$$= 1{,}519 \cdot 10^{-5}\left[1 + 0{,}2 \frac{9{,}45 \cdot 10^{-1}}{10}\,(25 - 20)\right] = 1{,}663 \cdot 10^{-5} \ см^2/сек.$$

Пример VIII. 18. Через вертикальную колонну диаметром 100 *мм* с внутренней стенкой, орошаемой водой ($t_ж = 30°$ С), пропускают 56,5 *м³/ч* сухого воздуха при 20° С.

Определить скорость увлажнения воздуха (отнесенную к 1 *м* высоты колонны) на входе его в колонну.

Решение. Для решения задачи необходимо сначала определить коэффициент массоотдачи в газовой фазе. Так как сопротивление со стороны жидкой фазы при испарении жидкости отсутствует, то найденный коэффициент и будет представлять собой коэффициент массопередачи. Скорость увлажнения воздуха определим умножением вычисленного коэффициента массопередачи на разность концентраций водяного пара у поверхности жидкости и в ядре потока газа (при входе в колонну) и на поверхность контакта фаз, соответствующую 1 *м* высоты колонны.

Для выбора расчетного уравнения необходимо определить режим движения газа через колонну

$$\mathrm{Re} = \frac{w d \rho}{\mu}$$

$$w = \frac{Q_{об}}{3600 S} = \frac{56{,}5}{3600 \frac{\pi \cdot 0{,}1^2}{4}} = 2 \ м/сек$$

$$\rho = \frac{28{,}95}{22{,}4} \cdot \frac{273}{293} = 1{,}202 \ кг/м^3$$

Вязкость сухого воздуха при 20° С $\mu = 1{,}816 \cdot 10^{-2}$ *спз*, поэтому

$$\mathrm{Re} = \frac{2 \cdot 0{,}1 \cdot 1{,}202}{1{,}816 \cdot 10^{-5}} = 13\,300$$

Так как режим течения турбулентный, пользуемся уравнением (VIII. 53)

$$\mathrm{Sh} = 0{,}023\,\mathrm{Re}^{0{,}83}\mathrm{Sc}^{0{,}44}$$

Коэффициент диффузии паров воды в воздухе $D = 0{,}256$ *см²/сек* = $0{,}256 \cdot 10^{-4}$ *м²/ч*

$$\mathrm{Sc} = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{1{,}816 \cdot 10^{-5}}{1{,}202 \cdot 0{,}256 \cdot 10^{-4}} = 0{,}59$$

$$\mathrm{Sh} = 0{,}023 \cdot 13300^{0{,}83} \cdot 0{,}59^{0{,}44} = 48{,}3$$

$$\frac{k_г d}{D} = 48{,}3; \quad k_г = \frac{48{,}3 \cdot 9{,}21 \cdot 10^{-2}}{0{,}1} = 44{,}5 \ м/ч$$

Для удобства расчета скорости увлажнения воздуха пересчитаем размерность $k_г$, воспользовавшись соотношением (VIII. 49)

$$\left[\frac{кмоль}{м^2/(ч \cdot мм\ рт.\ ст.)}\right] = \frac{p}{p_{B,\ ср}} \cdot \frac{1}{760 \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} T}\left[\frac{м}{ч}\right]$$

Для определения $p_{B,\ ср}$ используем следующие данные для условий при входе воздуха в колонну:
$p_{A_1} = 31{,}824$ *мм рт. ст.* — давление паров воды при 30° С и $p_{A_2} = 0$ — для сухого воздуха. Отсюда $p_{B_1} = 760 - 31{,}824 = 728{,}176$ *мм рт. ст.* и $p_{B_2} = 760$ *мм рт. ст.*

Так как p_{B_1} и p_{B_2} очень близки между собой, можно пользоваться их среднеарифметической величиной

$$p_{B,\ ср} = \frac{760 + 728{,}176}{2} = 744{,}088 \ мм\ рт.\ ст.$$

Подставив $p_{B,\ ср}$ в выражение (VIII. 49), получим

$$k_г = \frac{760}{744{,}088} \cdot \frac{44{,}5}{760 \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} \cdot 293} = 2{,}5 \cdot 10^{-3} \ кмоль \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (мм\ рт.\ ст.)^{-1}$$

Поверхность, соответствующая одному метру высоты колонны (поверхность контакта между воздухом и водой), равна

$$F = \pi d H = 3{,}14 \cdot 0{,}1 \cdot 1 = 3{,}14 \cdot 10^{-1} м^2$$

Перепад давления пара между поверхностью раздела и основной массой газа, т. е. движущая сила процесса, $\Delta p = p_{A_1} - p_{A_2} = 31{,}824$ *мм рт. ст.*

В соответствии с полученными величинами скорость увлажнения воздуха составляет

$$u = k_г F \Delta p M = 2{,}5 \cdot 10^{-3} \cdot 3{,}14 \cdot 10^{-1} \cdot 31{,}824 \cdot 18 = 0{,}45 \ кг/(ч \cdot м)$$

Пример VIII. 19. Через трубчатый абсорбер с трубками, орошаемыми изнутри водой, пропускают газообразный хлористый водород. Определить коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, если расход орошаемой воды $Q_ж = 5440$ *кг/ч*; число трубок $n = 60$; внутренний диаметр трубок $d_{вн} = 50$ *мм*; средняя температура $t = 20°$ С; длина трубок $h = 4$ *м*.

Решение. Используем формулу (VIII. 54) для колонны с орошаемыми стенками

$$\mathrm{Sh} = 0{,}725 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}33}\mathrm{Sc}^{0{,}5}\left(\frac{l_0}{h}\right)^{0{,}5}$$

$$\mathrm{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu}; \qquad \Gamma = \frac{Q_ж}{\Pi}$$

Смоченный периметр для трубчатого абсорбера равен

$$\Pi = n\pi d_{вн} = 60 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}05 = 9{,}43\ м \qquad \Gamma = \frac{5440}{9{,}43} = 577{,}5\ кг/(м \cdot ч)$$

Значение вязкости для воды $\mu = 1{,}005$ *спз* $= 3{,}62\ кг/(м \cdot ч)$

$$\mathrm{Re} = \frac{4 \cdot 577{,}6}{3{,}62} = 640$$

Коэффициент диффузии HCl в воде при 20° С равен $D = 9{,}5 \cdot 10^{-6}\ м^2/ч$. Плотность раствора принимаем равной плотности воды $\rho = 998\ кг/м^3$. Так как вязкость имеет размерность $кг/(м \cdot ч)$, критерий Шмидта равен

$$\mathrm{Sc} = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{3{,}62}{998 \cdot 9{,}5 \cdot 10^{-6}} = 381$$

Величину l_0 берем для чистой воды при 20° С

$$l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g}\right)^{1/3} = \left[\frac{(1{,}005 \cdot 10^{-3})^2}{998^2 \cdot 9{,}81}\right]^{1/3} = 4{,}676 \cdot 10^{-5}\ м$$

Подставив числовые значения в уравнение (VIII. 54), получим

$$\mathrm{Sh} = 0{,}725 \cdot 640^{0,33} \cdot 381^{0,5}\left(\frac{4{,}676 \cdot 10^{-5}}{4}\right)^{0,5} = 4{,}08 \cdot 10^{-1}$$

Отсюда *

$$k_ж = \frac{4{,}08 \cdot 10^{-1} \cdot 9{,}50 \cdot 10^{-6}}{4{,}676 \cdot 10^{-5}} = 8{,}3 \cdot 10^{-2}\ м/ч, \text{ или } кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}$$

или

$$k_ж = 8{,}3 \cdot 10^{-2}\,\frac{998 \cdot 36{,}5}{18} = 168\ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кмоль/кмоль)^{-1}$$

Пример VIII. 20. Определить коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах при абсорбции SO_2 из воздуха водой в насадочной колонне, если расход газа $Q_{об} = 3000\ м^3/ч$; начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0{,}04$ мол. доли; конечная концентрация SO_2 $y_2 = 0{,}005$ мол. доли; средняя температура в колонне $t = 20°$ С; расход абсорбента $L_{об} = 56{,}5\ м^3/ч$; диаметр колонны $d_к = 1{,}26\ м$; тип насадки: кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$ *мм*, загруженные навалом.

Решение. Так как концентрация SO_2 в газе относительно мала, то значения физических параметров газовой и жидкой фаз берем для воздуха и воды; пренебрегаем также изменениями расхода обеих фаз.

Определение коэффициента массоотдачи в газовой фазе.

1) По формуле (VIII. 55):

$$\mathrm{Sh} = 0{,}2\,\mathrm{Re}^{0,8}\mathrm{Sc}^{0,33}$$

$$\mathrm{Re} = \frac{q_г}{\sigma\mu}$$

$$q_г = \frac{Q_{об}\rho}{3600 \cdot S} = \frac{3000 \cdot 1{,}202}{3600\,\frac{3{,}14}{4} \cdot 1{,}26^2} = 0{,}8\ кг/(м^2 \cdot сек)$$

* При абсорбции хорошо растворимых газов, в частности при поглощении хлористого водорода водой, основное сопротивление массопередаче сосредоточено не в жидкой, а в газовой фазе. Поэтому величина коэффициента массопередачи близка к значению коэффициента массоотдачи в газовой фазе и мало зависит от величины коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, определению которого посвящен данный пример. *(Прим. ред.)*

Величину удельной поверхности насадки из колец Рашига $50 \times 50 \times 5$ *мм* находим в табл. IX.I, $\sigma = 95\ м^2/м^3$

$$\mathrm{Re} = \frac{0{,}8}{95 \cdot 1{,}816 \cdot 10^{-5}} = 4{,}65 \cdot 10^2$$

$$\mathrm{Sc} = \frac{\mu}{\rho D}$$

Коэффициент диффузии SO_2 в воздухе $D = 0{,}122\ см^2/сек = 0{,}122 \cdot 10^{-4}\ м^2/сек$

$$\mathrm{Sc} = \frac{1{,}816 \cdot 10^{-5}}{1{,}202 \cdot 0{,}122 \cdot 10^{-4}} = 1{,}24$$

$$\mathrm{Sh} = 0{,}2 \cdot 465^{0,8} \cdot 1{,}24^{0,33} = 29$$

$$\mathrm{Sh} = \frac{k_г d_{об}}{D} = 29$$

Диаметр шара, эквивалентного по объему кольцу Рашига, находим по формуле (IX. 3)

$$d_{об} = 0{,}815 d_н = 0{,}815 \cdot 50 = 40{,}7\ мм$$

Отсюда

$$k_г = \frac{29 \cdot 4{,}39 \cdot 10^{-2}}{0{,}0407} = 31{,}3\ м/ч, \text{ или } \frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot \frac{кмоль}{м^3}}$$

2) По методу Морриса — Джексона. Используем формулу (VIII. 53а), умножая полученный результат на коэффициент $R_г$

$$k_г = 36{,}1 C\rho_A w^{0,75} p^{0,75}\left(\frac{293}{T}\right)^{0,56} R_г\ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} атм^{-1}$$

$$\rho_A = \frac{64}{22{,}4} \cdot \frac{273}{293} = 2{,}67\ кг/м^3$$

$$w = w_г + w_ж$$

$$w_г = \frac{w_ф}{\varepsilon} = \frac{3000}{1{,}25 \cdot 3600 \cdot 0{,}79} = 0{,}845\ м/сек$$

где $\varepsilon = 0{,}79$ (см. табл. IX-1)

$$L = \frac{L_{об}}{\sigma S} = \frac{56{,}5}{95 \cdot 1{,}25} = 0{,}475\ м^3/(ч \cdot м)$$

где

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3{,}14 \cdot 1{,}26^2}{4} = 1{,}25\ м^2$$

Из рис. VIII-4 при $L = 0{,}47\ м^3/(ч \cdot м)$ получаем $w_ж = 0{,}2\ м/сек$, поэтому

$$w = 0{,}845 + 0{,}2 = 1{,}045\ м/сек$$

Подставив $p = 1$ *атм*, $T = 293°$ К, $C = 0{,}54$, $R_г = 2{,}8$ (см. табл. IX-1) в уравнение (VIII. 53а), получим

$$k_г = 36{,}1 \cdot 0{,}54 \cdot 2{,}67 \cdot 1{,}045^{0,75} \cdot 2{,}8 = 151\ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} атм^{-1}$$

Для сопоставления полученных значений $k_г$ пересчитаем последнюю величину с помощью соотношения

$$\left[\frac{кмоль}{м^2 \cdot ч \cdot атм}\right] = \frac{p}{p_{B,\,ср}} \cdot \frac{1}{82{,}06 \cdot 10^{-3} T}\quad [м/ч]$$

Принимая во внимание незначительность величины концентрации двуокиси серы, можно считать $p_{B,\,cp} = 1$. Подставив это значение в предыдущее выражение, получим

$$k_г = \frac{151}{64} \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} \cdot 293 = 57 \ м/ч$$

Отсюда видно, что по методу Морриса — Джексона получают более высокие значения $k_г$, поэтому рекомендуют пользоваться им лишь для предварительных расчетов.

Определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе.

1) По уравнению (VIII. 58)

$$Sh = 0{,}015\,Re^{0,66}\,Sc^{0,33}$$

$$Re = \frac{q_ж}{\sigma\mu}$$

$$q_ж = \frac{56{,}5 \cdot 998}{3600 \cdot 1{,}25} = 12{,}55 \ кг/(м^2 \cdot сек)$$

$$Re = \frac{12{,}55}{95 \cdot 1{,}005 \cdot 10^{-3}} = 131$$

Так как плотность орошения относительно велика, смоченную поверхность насадки принимаем равной ее удельной поверхности σ.

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{1{,}005 \cdot 10^{-3}}{998 \cdot 1{,}47 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{-4}} = 685$$

где значение коэффициента диффузии $D = 1{,}47 \cdot 10^{-5}$ $см^2/сек = 1{,}47 \cdot 10^{-9}$ $м^2/сек$ взято из Приложения XVI.

$$Sh = 0{,}015 \cdot 131^{0,66} \cdot 685^{0,33} = 0{,}015 \cdot 24{,}97 \cdot 8{,}63 = 3{,}21$$

$$Sh = \frac{k_ж l_0}{D} = 3{,}21$$

Значение величины $l_0 = \left(\frac{\mu^2}{\rho^2 g}\right)^{1/3}$ берем из Приложения XVII: $l_0 = 4{,}676 \cdot 10^{-5}$ *м*.

$$k_ж = \frac{3{,}21 \cdot 5{,}29 \cdot 10^{-6}}{4{,}676 \cdot 10^{-5}} = 0{,}363 \ м/ч$$

2) По уравнению (VIII.57), см. табл. VIII-1, строка 1

$$Sh = 0{,}006\,Re^{0,78}Sc^{0,5}$$

$$Sh = 0{,}006 \cdot 131^{0,78}685^{0,5} = 0{,}006 \cdot 44{,}82 \cdot 26{,}2 = 7{,}05$$

$$k_ж = \frac{7{,}05 \cdot 5{,}29 \cdot 10^{-6}}{4{,}676 \cdot 10^{-5}} = 0{,}798 \ м/ч$$

3) По уравнению (VIII. 57), см. табл. VIII-1, строка 5

$$Sh = 0{,}013\,Re^{0,5}Sc^{0,5}$$

$$Sh = 0{,}013 \cdot 131^{0,5} \cdot 685^{0,5} = 0{,}013 \cdot 11{,}4 \cdot 26{,}2 = 3{,}88$$

$$k_ж = \frac{3{,}88 \cdot 5{,}29 \cdot 10^{-6}}{4{,}676 \cdot 10^{-5}} = 0{,}439 \ м/ч$$

4) По методу Морриса — Джексона

$$k_{ст} = 147 C_ж L^{0,7} f(t)$$

$$k_ж = k_{ст} R_ж$$

Для температуры, при которой проводится процесс, $f(t) = 1$ и $C_ж = 0{,}010$. Значение коэффициента $R_ж = 0{,}67$ берем из табл. IX-1

$$L = \frac{56{,}5}{95 \frac{\pi}{4} 1{,}26^2} = 0{,}475 \ м^3/(м \cdot ч)$$

$$k_{ст} = 147 \cdot 0{,}010 \cdot 0{,}475^{0,7} = 147 \cdot 0{,}010 \cdot 0{,}59 = 0{,}868 \ м/ч$$

$$k_ж = k_{ст} R_ж = 0{,}868 \cdot 0{,}67 = 0{,}582 \ м/ч$$

Результаты расчета коэффициента $k_ж$ сведены в табл. VIII-10, из которой видно, что величины $k_ж$ сильно различаются между собой. Наиболее близкие значения получаются при расчете методами 1 и 3.

Таблица VIII-10. **Значения $k_ж$, полученные по различным расчетным уравнениям**

Метод расчета	Расчетное уравнение	$k_ж$, м/ч
1	$Sh = 0{,}015 Re^{0,66} Sc^{0,33}$	0,363
2	$Sh = 0{,}006 Re^{0,78} Sc^{0,5}$	0,79
3	$Sh = 0{,}013 Re^{0,5} Sc^{0,5}$	0,439
4	$k_ж = 147 C_ж L^{0,7} R_ж$	0,582

Пример VIII.21. Определить коэффициент массоотдачи в жидкой фазе при десорбции CO_2 из воды в тарельчатой колонне, работающей при следующих условиях: массовая плотность орошения $q_ж = 10\,000$ $кг/(м^2 \cdot ч)$; статическая высота слоя жидкости на тарелке $h_{ст} = 4 \cdot 10^{-2}$ *м*; газосодержание пены $\varepsilon = 0{,}6$; площадь сечения колонны $S = 1$ $м^2$; рабочая площадь тарелки $S_т = 0{,}9$ $м^2$; средняя температура в колонне $t = 20°$ С.

Решение. По формуле (VIII. 64):

$$Sh = 0{,}23\,Sc^{0,5}\,Re^{1,1}Ga^{0,24}\Gamma^{-1}$$

Так как растворимость двуокиси углерода в воде достаточно мала, физические свойства жидкости берем для воды. Тогда $\mu = 1$ *спз* и $\rho = 1000$ $кг/м^3$:

$$Sc = \frac{3600\mu}{\rho D} = \frac{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{10^3 \cdot 6{,}37 \cdot 10^{-6}} = 565$$

где для системы CO_2—H_2O при 20° С значение $D = 6{,}37 \cdot 10^{-6}$ $м^2/ч$ взято из Приложения XVI.

$$Re = \frac{w h_{ст} \rho}{\mu} = \frac{2{,}77 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 10^{-2} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 111$$

Скорость жидкости

$$w = \frac{q_ж}{\rho \cdot 3{,}6 \cdot 10^3} = \frac{10^4}{10^3 \cdot 3{,}6 \cdot 10^3} = 2{,}77 \cdot 10^{-3} \ м/сек$$

$$\mathrm{Ga} = \frac{g h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9{,}81 \cdot 4^3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-6}} = 6{,}28 \cdot 10^8$$

Для определения симплекса Г исходим из газосодержания пены

$$\varepsilon = \frac{V_п - V_ж}{V_п} = 1 - \frac{V_ж}{V_п} = 1 - \frac{h_{ст}}{h_п} = 1 - \Gamma$$

где $V_п$ и $V_ж$ — объем пены и жидкости на тарелке.

Отсюда $\Gamma = 1 - \varepsilon = 1 - 0{,}6 = 0{,}4$

$$\mathrm{Sh} = 0{,}23 \cdot 565^{0,5} \cdot 111^{1,1} (6{,}28 \cdot 10^8)^{0,24} 0{,}4^{-1} = 3{,}14 \cdot 10^5$$

$$k_ж = \frac{\mathrm{Sh}\, D}{h_{ст}} = \frac{3{,}14 \cdot 10^5 \cdot 6{,}37 \cdot 10^{-6}}{4 \cdot 10^{-2}} = 50 \ м/ч$$

или, если отнести $k_ж$ к поперечному сечению колонны

$$k_ж = \frac{50 \cdot 0{,}9}{1} = 45 \ м/ч$$

При решении по формуле (VIII. 63):

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^4\, \mathrm{Sc}^{0,5}\, \mathrm{Re}^{0,5} \Gamma_c$$

$$\mathrm{Re} = \frac{w l \rho}{(1-\varepsilon)\mu} = \frac{2{,}77 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^3}{(1-0{,}6) \cdot 10^{-3}} = 6{,}925 \cdot 10^3$$

$$\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho l g} = \frac{h_{ст} \rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{h_{ст}}{1} = \frac{4 \cdot 10^{-2}}{1} = 4 \cdot 10^{-2} \ м$$

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^4 \cdot 565^{0,5} (6{,}925 \cdot 10^3)^{0,5} \cdot 4 \cdot 10^{-2} = 6{,}33 \cdot 10^6$$

$$k_ж = \frac{\mathrm{Sh} D}{l} = \frac{6{,}33 \cdot 10^6 \cdot 6{,}37 \cdot 10^{-6}}{1} = 40{,}3 \ м/ч$$

Полученные величины $k_ж$ достаточно близки между собой.

Пример VIII. 22. Определить коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах при ректификации смеси толуол — ксилол в колонне с ситчатыми тарелками. Колонна работает при следующих условиях: расход пара $V = 23{,}5$ *кмоль/ч*; расход жидкости $L = 17{,}95$ *кмоль/ч*; средняя мольная доля легколетучего компонента в паровой фазе $y_{ср} = 0{,}9160$; средняя мольная доля легколетучего компонента в жидкой фазе $x_{ср} = 0{,}1116$; средняя температура в колонне $t = 112{,}0°$ C; диаметр колонны $d_к = 675$ *мм*; длина сливных перегородок $b = 450$ *мм*; доля свободного сечения тарелки $\varphi = 30\%$; статическая высота слоя светлой жидкости на тарелке $h_{ст} = 3{,}9 \cdot 10^{-2}$ *м*; газосодержание пены $\varepsilon = 0{,}5$.

Решение. *Определение коэффициента массоотдачи в паровой фазе.*

1) По формуле (VIII. 62)

$$\mathrm{Sh} = 0{,}69\, \mathrm{Sc}^{0,5}\, \mathrm{Re}^{0,72} \mathrm{Ga}^{0,24}$$

$$\mathrm{Sc} = \frac{\mu}{\rho D}$$

Для соответствующей смеси из таблиц имеем $\mu = 9{,}2 \cdot 10^{-6}$ *н · сек/м²*.

Коэффициент диффузии, вычисленный по формуле (VIII. 37), имеет значение $D = 1{,}63 \cdot 10^{-2}$ *м²/ч*.

Плотность пара определяем по формуле для идеального газа

$$\rho_п = \frac{Mp}{RT}$$

где M — средняя масса пара, которую находим по уравнению

$$M = y_{ср} M_A + (1 - y_{ср}) M_B = 0{,}916 \cdot 92{,}13 + (1 - 0{,}916) \cdot 106{,}16 = 93{,}3 \ кг/кмоль$$

$$\rho_п = \frac{93{,}3 \cdot 1{,}01325 \cdot 10^5}{8{,}314 \cdot 10^3 (273 + 112{,}0)} = 2{,}95 \ кг/м^3$$

$$\mathrm{Sc} = \frac{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 9{,}2 \cdot 10^{-6}}{2{,}95 \cdot 1{,}63 \cdot 10^{-2}} = 0{,}689$$

$$\mathrm{Re} = \frac{w h_{ст} \rho}{\mu}$$

$$w = \frac{V \cdot 22{,}4 (273 + 112{,}0)}{3600 S \cdot 273} = \frac{23{,}5 \cdot 22{,}4 \cdot 385}{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 3{,}14 \frac{0{,}675^2}{4} \cdot 273} = 0{,}58 \ м/сек$$

$$\mathrm{Re} = \frac{0{,}58 \cdot 3{,}9 \cdot 10^{-2} \cdot 2{,}95}{9{,}2 \cdot 10^{-6}} = 7253$$

$$\mathrm{Ga} = \frac{g h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9{,}81 \cdot 3{,}9^3 \cdot 10^{-6} \cdot 2{,}95^2}{9{,}2^2 \cdot 10^{-12}} = 5{,}98 \cdot 10^7$$

$$\mathrm{Sh} = 0{,}69 \cdot 0{,}689^{0,5} \cdot 7253^{0,72} \cdot (5{,}98 \cdot 10^7)^{0,24} = 25\,340$$

$$k_г = \frac{\mathrm{Sh}\, D}{h_{ст}} = \frac{25\,340 \cdot 1{,}63 \cdot 10^{-2}}{3{,}9 \cdot 10^{-2}} = 10\,591 \ м/ч$$

2) По формуле (VIII. 63)

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^4 \mathrm{Re}^{0,5} \mathrm{Sc}^{0,5} \Gamma_c$$

$$\mathrm{Re} = \frac{w l \rho}{\varepsilon \mu} = \frac{0{,}58 \cdot 1 \cdot 2{,}95}{0{,}5 \cdot 9{,}2 \cdot 10^{-6}} = 3{,}72 \cdot 10^5$$

$$\Gamma_c = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho g l} = \frac{h_{ст} \rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{3{,}9 \cdot 10^{-2}}{1} = 3{,}9 \cdot 10^{-2} \ м$$

$$\mathrm{Sh} = 8 \cdot 10^4 (3{,}72 \cdot 10^5)^{0,5} \cdot 0{,}689^{0,5} \cdot 3{,}9 \cdot 10^{-2} = 1{,}57 \cdot 10^6$$

$$k_г = \frac{1{,}57 \cdot 10^6 \cdot 1{,}63 \cdot 10^{-2}}{1} = 2{,}56 \cdot 10^4 \ м/ч$$

Так как в формуле (VIII. 63) коэффициент $k_г$ отнесен к свободному сечению тарелки, то для сравнения результата с данными, полученными по формуле (VIII. 62), пересчитаем его, относя ко всей рабочей площади тарелки

$$k_г = 2{,}56 \cdot 10^4 \frac{30}{100} = 0{,}768 \cdot 10^4 \ м/ч$$

3) По формуле (VIII. 70)

$$Sh = 0{,}79\, Re + 1{,}1 \cdot 10^4$$

$$Re = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{0{,}58 \cdot 1 \cdot 2{,}95}{9{,}2 \cdot 10^{-6}} = 1{,}86 \cdot 10^5$$

$$Sh = 0{,}79 \cdot 1{,}86 \cdot 10^5 + 1{,}1 \cdot 10^4 = 1{,}56 \cdot 10^5$$

$$k_г = \frac{1{,}56 \cdot 10^5 \cdot 1{,}63 \cdot 10^{-2}}{1} = 2\,543 \ м/ч$$

4) По формуле (VIII. 71)

$$Sh = 2\, Re^{0,9}\, Sc^{0,25}$$

В этом уравнении в качестве определяющего линейного размера берем величину

$$l = \left(\frac{2\sigma_ж}{\rho_ж g}\right)^{0,5}$$

Для ректифицируемой смеси при средней температуре в колонне поверхностное натяжение $\sigma_ж = 1{,}9 \cdot 10^{-2}$ *н/м*; плотность $\rho_ж = 778{,}3$ *кг/м³* и

$$l = \left(\frac{2 \cdot 1{,}9 \cdot 10^{-2}}{778{,}3 \cdot 9{,}81}\right)^{0,5} = 2{,}22 \cdot 10^{-3} \ м$$

$$Re = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{0{,}58 \cdot 2{,}22 \cdot 10^{-3} \cdot 2{,}95}{9{,}2 \cdot 10^{-6}} = 413$$

$$Sh = 2 \cdot 413^{0,9} \cdot 0{,}689^{0,25} = 2 \cdot 226 \cdot 0{,}91 = 411$$

$$k_г = \frac{Sh\, D}{l} = \frac{4{,}11 \cdot 10^2 \cdot 1{,}63 \cdot 10^{-2}}{2{,}22 \cdot 10^{-3}} = 3018 \ м/ч$$

Определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе.

1) По формуле (VIII. 64)

$$Sh = 0{,}23\, Sc^{0,5}\, Re^{1,1} Ga^{0,24} \Gamma^{-1}$$

Скорость в критерии Рейнольдса отнесена к рабочей площади тарелки (общая площадь сечения колонны минус площадь сливных сегментов).

Площадь сливных сегментов

$$S_в = \frac{d_к^2}{8}\left(\frac{\pi\alpha}{180} - \sin\alpha\right)$$

где α — центральный угол, определяемый по формуле

$$\frac{b}{d_к} = \sin\frac{\alpha}{2}$$

$$\sin\frac{\alpha}{2} = \frac{0{,}450}{0{,}675} = 0{,}667; \quad \alpha = 83{,}30°$$

$$S_в = \frac{0{,}675^2}{8}\left(\frac{3{,}14 \cdot 83{,}30}{180} - \sin 83{,}30°\right) = 2{,}62 \cdot 10^{-2} \ м^2$$

Рабочая площадь тарелки:

$$S_т = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}675^2}{4} - 2 \cdot 2{,}62 \cdot 10^{-2} = 0{,}305 \ м^2$$

$$w = \frac{17{,}95 \cdot 93{,}3}{3600 \cdot 778{,}3 \cdot 0{,}305} = 1{,}96 \cdot 10^{-3} \ м/сек$$

$$Re = \frac{1{,}96 \cdot 10^{-3} \cdot 3{,}9 \cdot 10^{-2} \cdot 778{,}3}{2{,}7 \cdot 10^{-4}} = 220$$

Вязкость смеси при $t = 112°$ C равна $\mu = 0{,}27$ *спз*. Коэффициент диффузии, вычисленный по формуле (VIII. 37), $D = 1{,}55 \cdot 10^{-5}$ *м²/ч*

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 2{,}7 \cdot 10^{-4}}{778{,}3 \cdot 1{,}55 \cdot 10^{-5}} = 80{,}6$$

$$Ga = \frac{9{,}81 \cdot h_{ст}^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{9{,}81 \cdot 3{,}9^3 \cdot 10^{-6} \cdot 778{,}3^2}{2{,}7^2 \cdot 10^{-8}} = 4{,}84 \cdot 10^9$$

$$\Gamma = 1 - \varepsilon = 1 - 0{,}5 = 0{,}5$$

$$Sh = 0{,}23 \cdot 80{,}6^{0,5} \cdot 220^{1,1} (4{,}84 \cdot 10^9)^{0,24} \cdot 0{,}5^{-1} = 3{,}29 \cdot 10^5$$

$$k_ж = \frac{Sh\, D}{h_{ст}} = \frac{3{,}29 \cdot 10^5 \cdot 1{,}55 \cdot 10^{-5}}{3{,}9 \cdot 10^{-2}} = 131 \ м/ч$$

Коэффициент массоотдачи $k_ж$, отнесенный к сечению колонны

$$k_ж = 131\,\frac{S_т}{S} = 131\,\frac{0{,}305}{3{,}14\,\dfrac{0{,}675^2}{4}} = 112 \ м/ч$$

2) По формуле (VIII. 63)

$$Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} \Gamma_c$$

Скорость, отнесенная к полному сечению колонны

$$w = \frac{17{,}95 \cdot 93{,}3}{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 778{,}3 \cdot 3{,}14\,\dfrac{0{,}675^2}{4}} = 1{,}67 \cdot 10^{-3} \ м/сек$$

$$Re = \frac{wl\rho}{(1-\varepsilon)\,\mu} = \frac{1{,}67 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 778{,}3}{0{,}5 \cdot 2{,}7 \cdot 10^{-4}} = 9628$$

$$\Gamma_c = \frac{h_{ст}\rho g}{\rho g l} = \frac{h_{ст}}{l} = \frac{3{,}9 \cdot 10^{-2}}{1} = 3{,}9 \cdot 10^{-2}$$

$$Sh = 8 \cdot 10^4 \cdot 9628^{0,5} \cdot 80{,}6^{0,5} \cdot 3{,}9 \cdot 10^{-2} = 2{,}75 \cdot 10^6$$

$$k_ж = \frac{Sh\, D}{l} = \frac{2{,}75 \cdot 10^6 \cdot 1{,}55 \cdot 10^{-5}}{1} = 42{,}6 \ м/ч$$

3) По формуле (VIII. 72)

$$Sh = 3{,}8 \cdot 10^4 Sc^{0,62}$$

$$Sh = 3{,}8 \cdot 10^4 \cdot 80{,}6^{0,62} = 3{,}8 \cdot 10^4 \cdot 15{,}21 = 57{,}8 \cdot 10^4$$

$$k_ж = \frac{5{,}78 \cdot 10^5 \cdot 1{,}55 \cdot 10^{-5}}{1} = 8{,}96 \ м/ч$$

Анализ полученных результатов.

Значения коэффициентов массоотдачи, полученные разными методами, сведены в табл. VIII-11, из которой видно, что результаты расчета значительно отличаются друг от друга.

Таблица VIII-11. **Результаты расчета коэффициентов массоотдачи $k_г$ и $k_ж$**

Уравнение для расчета	Значение $k_г$, *м/ч*	Уравнение для расчета	Значение $k_ж$, *м/ч*
(VIII. 62) $Sh = 0{,}69 Sc^{0,5} Re^{0,72} Ga^{0,24}$	$1{,}06 \cdot 10^4$	(VIII. 63) $Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} Г_c$	42,6
(VIII. 63) $Sh = 8 \cdot 10^4 Re^{0,5} Sc^{0,5} Г_c$	$0{,}768 \cdot 10^4$	(VIII. 64) $Sh = 0{,}23 Sc^{0,5} Re^{1,1} Ga^{0,24} Г^{-1}$	112
(VIII. 70) $Sh = 0{,}79 Re + 1{,}1 \cdot 10^4$	$0{,}254 \cdot 10^4$		
(VIII. 71) $Sh = 2 Re^{0,9} Sc^{0,25}$	$0{,}302 \cdot 10^4$	(VIII. 72) $Sh = 3{,}8 \cdot 10^4 Sc^{0,62}$	8,96

Более надежные результаты дает расчет по уравнениям, используемым в пунктах 1 и 2*; остальные уравнения применимы лишь при небольшой высоте жидкости на тарелке. Расхождения между величинами, полученными в пунктах 1 и 2, объясняются принятым способом выражения средней движущей силы при обработке экспериментальных данных. Как было указано ранее, при выводе уравнений (VIII. 62) и (VIII. 64) принималось, что на тарелке происходит идеальное перемешивание жидкости, в то время как уравнение (VIII. 63) получено с учетом реального поля концентраций на тарелке. Это и привело к получению различных значений коэффициентов.

Пример VIII. 23. Определить коэффициент массоотдачи в сплошной фазе для системы смесь 70% *о*-нитрофенола и 30% хлорбензола — бензол — вода, если диаметр капель ~3 *мм*, скорость падения капель 3,5 *см/сек* и температура 25° С.

Решение. Считаем, что концентрация *о*-нитрофенола в водной фазе незначительна, поэтому принимаем ее свойства равными свойствам чистой воды при 25° С: $\mu = 0{,}8937$ *спз*, $\rho = 997$ *кг/м³*.

По формуле (VIII. 37) определяем величину коэффициента диффузии $D = 0{,}87 \cdot 10^{-5}$ *см²/сек* $= 3{,}13 \cdot 10^{-6}$ *м²/ч*.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{3{,}5 \cdot 10^{-2} \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 997}{8{,}937 \cdot 10^{-4}} = 117$$

$$Re^{0,5} = 10{,}8$$

$$Sc = \frac{3600\mu}{\rho D} = \frac{3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 8{,}937 \cdot 10^{-4}}{997 \cdot 3{,}13 \cdot 10^{-6}} = 1{,}03 \cdot 10^3$$

$$Sc^{1/3} = 10{,}1$$

По формуле (VIII. 74)

$$Sh = -178 + 3{,}62\, Re^{0,5} Sc^{1/3} = -178 + 3{,}62 \cdot 10{,}8 \cdot 10{,}1 = 216$$

* Такой вывод авторов нельзя считать достаточно обоснованным, так как пока нет исчерпывающих данных, свидетельствующих о надежности применения для расчета ректификационных колонн формул, полученных на основании опытов по абсорбции. (*Прим. ред.*)

Отсюда

$$k_ж = \frac{Sh\, D}{d} = \frac{216 \cdot 3{,}13 \cdot 10^{-6}}{3 \cdot 10^{-3}} = 0{,}225 \text{ м/ч}$$

Пример VIII. 24. По данным примера VIII. 20 определить коэффициенты массопередачи у основания и вверху колонны. Выразить коэффициенты массопередачи в *м/ч*, *кг·м⁻²·ч⁻¹·(кг/м³)⁻¹* и в *кг·м⁻²·ч⁻¹·атм⁻¹*. Из значений коэффициентов, полученных в примере VIII. 20, использовать следующие: $k_г = 31{,}3$ *м/ч* [т. е. *кг·м⁻²·ч⁻¹·(кг/м³)⁻¹*] и $k_ж = 0{,}439$ *м/ч* [т. е. *кг·м⁻²·ч⁻¹·(кг/м³)⁻¹*].

Решение. Для определения коэффициента массопередачи $K_г$, выраженного в *кг·м⁻²·ч⁻¹·(кг/м³)⁻¹*, надо, чтобы угловой коэффициент линии равновесия был безразмерным, так как оба коэффициента массоотдачи имеют одинаковую размерность. Для выражения коэффициента $K_г$ в *кг·м⁻²·ч⁻¹·атм⁻¹* коэффициент массоотдачи $k_г$ должен иметь ту же размерность, а коэффициент массоотдачи $k_ж$ — размерность *кг·м⁻²·ч⁻¹·(кг/м³)⁻¹*, поэтому наклон линии равновесия будет иметь размерность *м³·атм/кг*.

Для определения углового коэффициента *m* в табл. VIII-12 приведены концентрации двуокиси серы в газе и жидкости, вычисленные по экспериментальным данным (столбцы 1 и 4).

Таблица VIII-12. **Равновесные концентрации SO_2 в газовой и жидкой фазах**

Парциальное давление		$c_{A,\,г}$, *кг/м³*	$c_{A,\,ж}$, *г/100 г воды*	$c_{A,\,ж}$, *кг/м³*
мм рт. ст.	*атм*			
0,5	$6{,}6 \cdot 10^{-4}$	$1{,}76 \cdot 10^{-3}$	0,02	0,2
1,2	$1{,}58 \cdot 10^{-3}$	$4{,}22 \cdot 10^{-3}$	0,05	0,5
3,2	$4{,}21 \cdot 10^{-3}$	$1{,}13 \cdot 10^{-2}$	0,1	1
5,8	$7{,}63 \cdot 10^{-3}$	$2{,}06 \cdot 10^{-2}$	0,15	1,5
8,5	$1{,}12 \cdot 10^{-2}$	$3{,}03 \cdot 10^{-2}$	0,2	2
14,1	$1{,}855 \cdot 10^{-2}$	$5{,}05 \cdot 10^{-2}$	0,3	3
26,0	$3{,}4 \cdot 10^{-2}$	$9{,}4 \cdot 10^{-2}$	0,498	4,98

Из условий примера VIII. 20 на основании материального баланса могут быть определены:

количество SO_2, поступающего в колонну

$$G_н = Q_{об} y_1 \rho = 3000 \cdot 0{,}04 \cdot 2{,}67 = 320 \text{ кг/ч}$$

количество инертного газа (воздуха), проходящего через колонну

$$Q_{ин} = Q_{об}(1 - y_1) = 3000 \cdot 0{,}96 = 2880 \text{ м}^3/\text{ч}$$

количество SO_2, покидающего колонну вместе с воздухом

$$G_к = \frac{Q_{ин} y_2 \rho}{1 - y_2} = \frac{2880 \cdot 0{,}005 \cdot 2{,}67}{1 - 0{,}005} = 38{,}6 \text{ кг/ч}$$

количество SO_2, абсорбируемого в колонне

$$G_{абс} = G_н - G_к = 320 - 38{,}6 = 281{,}4 \text{ кг/ч}$$

конечная концентрация раствора

$$x_1 = \frac{G_{абс}}{L} = \frac{281,4}{56,5} = 4,98 \ кг/м^3$$

$$x_2 = 0 \quad \text{(по условию задачи)}$$

$$y_1 = \frac{320}{2880} = 0,111 \ кг/м^3; \quad y_2 = \frac{38,6}{2880} = 0,00134 \ кг/м^3$$

Наклон m можно определить графически, проведя касательные в точках $x_1 = 4,98$ и $x_2 = 0$ к кривым, построенным по данным табл. VIII-12, или аналитически — по уравнению (VIII. 7)

$$m = k \frac{\lg \frac{y_1^*}{y_2^*}}{\lg \frac{x_1}{x_2}}$$

Определение m в верхнем сечении колонны. При $x_1 = 0$ и $y_1^* = 0$ уравнение (VIII. 7) становится неопределенным. Поэтому найдем значение m на некотором расстоянии в непосредственной близости от верха колонны.

Определение m в координатах $[y] = атм$, $[x] = кг/м^3$. В непосредственной близости от верха колонны примем следующие значения x и y^* (табл. VIII-12):

$$x_1 = 0,2 \ кг/м^3; \qquad y_1^* = 6,6 \cdot 10^{-4} \ атм$$

$$x_2 = 0,5 \ кг/м^3; \qquad y_2^* = 1,58 \cdot 10^{-3} \ атм$$

$$m = \frac{6,6 \cdot 10^{-4}}{0,2} \cdot \frac{\lg \frac{1,58 \cdot 10^{-3}}{6,6 \cdot 10^{-4}}}{\lg \frac{0,5}{0,2}} = 3,15 \cdot 10^{-3} \ атм \cdot (кг/м^3)^{-1}$$

Определение m в координатах $[y] = кг/м^3$, $[x] = кг/м^3$. Из табл. VIII-12 вблизи от верха колонны выбираем те же точки:

$$x_1 = 0,2 \ кг/м^3; \qquad y_1^* = 1,76 \cdot 10^{-3} \ кг/м^3$$

$$x_2 = 0,5 \ кг/м^3; \qquad y_2^* = 4,22 \cdot 10^{-3} \ кг/м^3$$

$$m = \frac{1,76 \cdot 10^{-3}}{0,2} \cdot \frac{\lg \frac{4,22 \cdot 10^{-3}}{1,76 \cdot 10^{-3}}}{\lg \frac{0,5}{0,2}} = 8,4 \cdot 10^{-3} \ \frac{кг/м^3}{кг/м^3}$$

Определение m у основания колонны.

Определение m в координатах $[y] = атм$, $[x] = кг/м^3$.

Конечная концентрация SO_2 в жидкой фазе $x_2 = 4,98$ $кг/м^3$, чему соответствует (см. табл. VIII-12) равновесная концентрация в газе $y^* = 3,4 \cdot 10^{-2}$ $атм$.

Чтобы применить уравнение (VIII. 7), выбираем на кривой точку, расположенную наиболее близко к точке x_2, y_2^*:

$$x_2 = 4,98 \ кг/м^3; \qquad y_2^* = 3,4 \cdot 10^{-2} \ атм$$

$$x_1 = 3 \ кг/м^3; \qquad y_1^* = 1,855 \cdot 10^{-2} \ атм$$

$$m = \frac{3,4 \cdot 10^{-2}}{4,98} \cdot \frac{\lg \frac{3,4 \cdot 10^{-2}}{1,855 \cdot 10^{-2}}}{\lg \frac{4,98}{3}} = 8,16 \cdot 10^{-3} \ атм \cdot (кг/м^3)^{-1}$$

Определение m в координатах $[y] = кг/м^3$, $[x] = кг/м^3$

$$x_2 = 4,98 \ кг/м^3; \qquad y_2^* = 9,4 \cdot 10^{-2} \ кг/м^3$$

$$x_1 = 3 \ кг/м^3; \qquad y_1^* = 5,05 \cdot 10^{-2} \ кг/м^3$$

Отсюда $m = 2,32 \cdot 10^{-3}$ $(кг/м^3)/(кг/м^3)$.

Определение коэффициента массопередачи.

Вверху колонны:

$$k_г = 31,3 \ м/ч \left[\text{т. е. } кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}\right] = 83,3 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$$

$$k_ж = 0,439 \ м/ч \left[\text{т. е. } кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}\right]$$

где для пересчета коэффициента $k_г$ использовано соотношение (VIII. 47), причем принято $p_{B_{ср}} = 1$.

Таким образом, коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, может быть найден по значениям

$$k_г = 31,3 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}; \quad k_ж = 0,439 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1};$$

$$m = 8,4 \cdot 10^{-3} \ \frac{кг/м^3}{кг/м^3}$$

и

$$k_г = 83,3 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}; \quad k_ж = 0,439 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1};$$

$$m = 3,15 \cdot 10^{-3} \ атм \cdot (кг/м^3)^{-1}$$

Используя соотношение (VIII. 75) при $m = 8,4 \cdot 10^{-3}$ $(кг/м^3)/(кг/м^3)$, имеем

$$K_г = \frac{1}{\frac{1}{31,3} + \frac{8,4 \cdot 10^{-3}}{0,439}} = 19,6 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}, \text{ или } м/ч$$

а при $m = 3,15 \cdot 10^{-3}$ $атм \cdot (кг/м^3)$

$$K_г = \frac{1}{\frac{1}{83,3} + \frac{3,15 \cdot 10^{-3}}{0,439}} = 52 \ кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$$

Если пересчитать последнее значение $K_г$ с помощью соотношения (VIII. 47), то получим

$$K_г = \frac{52}{64} \cdot 82,06 \cdot 10^{-3} \cdot 293 = 19,5 \ м/ч$$

Найдем коэффициент массопередачи, отнесенный к жидкой фазе. Пользуясь соотношением (VIII. 76) при $m = 8{,}4 \cdot 10^{-3}$, получаем

$$K_ж = \frac{1}{\dfrac{1}{8{,}4 \cdot 10^{-3} \cdot 31{,}3} + \dfrac{1}{0{,}439}} = \frac{1}{3{,}80 + 2{,}28} = \frac{1}{6{,}08} =$$

$$= 0{,}164 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}, \text{ или } м/ч$$

и при $m = 3{,}15 \cdot 10^{-3}$ $атм \cdot (кг/м^3)^{-1}$

$$K_ж = \frac{1}{\dfrac{1}{3{,}15 \cdot 10^{-3} \cdot 83{,}3} + \dfrac{1}{0{,}439}} = \frac{1}{3{,}81 + 2{,}28} =$$

$$= 0{,}164 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}, \text{ или } м/ч$$

У основания колонны:

Отнесем коэффициент $k_г$ к движущей силе, выраженной в единицах давления. Здесь значение $p_{B,\, ср}$ нельзя принимать равным единице, так как следует учитывать концентрацию SO_2 в газе на входе в колонну. Для условий примера имеем

$$p_{A,\,1} = 0{,}04 \; атм; \quad p_{A,\,2} = 0{,}034 \; атм$$

$$p_{B,\,1} = 1 - 0{,}04 = 0{,}96 \; атм; \quad p_{B,\,2} = 1 - 0{,}034 = 0{,}966 \; атм$$

$$p_{B,\,ср} = \frac{0{,}966 + 0{,}96}{2} = 0{,}963 \; атм$$

Используя соотношение (VIII. 47) для пересчета, получаем

$$k_г = 31{,}3 \frac{1 \cdot 64}{0{,}963 \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} \cdot 293} = 86{,}5 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$$

Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе при $m = 2{,}32 \cdot 10^{-2}$, согласно уравнению (VIII. 75), равен

$$K_г = \frac{1}{\dfrac{1}{31{,}3} + \dfrac{2{,}32 \cdot 10^{-2}}{0{,}439}} = 11{,}9 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}, \text{ или } м/ч$$

а при $m = 8{,}16 \cdot 10^{-3}$ $атм \cdot (кг/м^3)^{-1}$

$$K_г = \frac{1}{\dfrac{1}{86{,}5} + \dfrac{8{,}16 \cdot 10^{-3}}{0{,}439}} = 33 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot атм^{-1}$$

Пересчитав последнюю величину $K_г$ с помощью соотношения (VIII. 47), получим

$$K_г = \frac{33}{64} \cdot 82{,}06 \cdot 10^{-3} \cdot 273 \cdot 0{,}963 = 11{,}1 \; м/ч$$

Для определения коэффициента массопередачи, отнесенного к жидкой фазе, используем уравнение (VIII. 76) при $m = 2{,}32 \cdot 10^{-2}$

$$K_ж = \frac{1}{\dfrac{1}{8{,}4 \cdot 10^{-3} \cdot 86{,}5} + \dfrac{1}{0{,}439}} = \frac{1}{1{,}37 + 2{,}28} =$$

$$= 0{,}274 \; кг \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кг/м^3)^{-1}, \text{ или } м/ч$$

Из приведенных расчетов видно, что коэффициент массопередачи зависит от концентраций SO_2 в обеих фазах.

Пример VIII. 25. Определить коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе, для тарельчатой ректификационной колонны. Подвергаемая ректификации смесь состоит из четыреххлористого углерода и толуола. Концентрация кубового остатка $x_w = 0{,}022$, а дистиллята $x_D = 0{,}9$. Даны коэффициенты массоотдачи $k_г = 100$ *кмоль*/$(м^2 \cdot ч \cdot \Delta y)$ и $k_ж = 400$ *кмоль*/$(м^2 \cdot ч \cdot \Delta x)$.

Решение. Относительную летучесть компонентов смеси можно считать постоянной и равной $\alpha = 2{,}7$.

Продифференцируем соотношение (VIII. 14)

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)\, x}$$

$$m = \frac{dy^*}{dx} = \frac{\alpha\,[1 + (\alpha - 1)\, x] - (\alpha - 1)\, x}{[1 + (\alpha - 1)\, x]^2} = \frac{\alpha}{[1 + (\alpha - 1)\, x]^2}$$

Давая переменной x различные значения в пределах между $x_w = 0{,}022$ и $x_D = 0{,}9$, находим наклон линии равновесия. Так, при $x = 0{,}022$

$$m = \frac{dy^*}{dx} = \frac{2{,}7}{[1 + (2{,}7 - 1)\, 0{,}022]^2} = \frac{2{,}7}{1{,}037^2} = 2{,}51$$

Подставляя значения $k_г$, $k_ж$ и m в уравнение (VIII. 75), получим величины коэффициентов массопередачи, отнесенных к газовой фазе, в интервале изменения концентрации легколетучего компонента в колонне. Результаты вычислений приведены ниже:

x	0,022	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
m	2,51	1,97	1,50	1,84	0,957	0,79	0,662	0,563	0,485	0,422
$\frac{1}{k_г}$						$1 \cdot 10^{-2}$				
$\frac{m}{k_ж} \cdot 10^3$	6,3	4,9	3,75	2,96	2,39	1,98	1,67	1,4	1,21	1,06
$\frac{1}{K_г} \cdot 10^2$	1,63	1,49	1,375	1,296	1,239	1,198	1,167	1,14	1,121	1,106
$K_г$	61,3	67,1	72,7	77,2	80,7	83,5	85,7	87,7	89,2	90,4

ЗАДАЧИ

Задача VIII. 1. В сосуде имеется раствор аммиака, концентрация которого $c_{NH_3} = 15$ *кг*/100 *кг* раствора. Общее давление в сосуде $p = 1$ *атм*, температура $t = 20°$ C. Определить парциальное давление аммиака в воздухе над раствором. Воспользоваться данными рис. VIII-5.

Задача VIII. 2. В колонне проводят абсорбцию CO_2 водой под давлением. Конечная концентрация раствора $c_{CO_2} = 0{,}5$ *кг/кг* H_2O. Определить, какое количество CO_2 выделится из 1 $м^3$ раствора, если после выхода из колонны вода собирается в сосуде, общее давление в котором составляет $p = 738$ *мм рт. ст.* Константа Генри для CO_2 при 20° C $H = 1{,}08 \cdot 10^6$ *мм рт. ст.*

Задача VIII. 3. Пользуясь экспериментальными данными, построить в координатах $Y - X$ линию равновесия для системы SO_2 — вода при температуре 18° С. Экспериментальные данные:

Концентрация в воде c_{SO_2}, *г*/100 *г* воды	0,02	0,05	0,1	0,15	0,2	0,3	0,5	0,7	1	1,5
Парциальное давление SO_2 в газе p_{SO_2}, *мм рт. ст.*	0,385	1,02	2,66	4,9	6,3	11,8	23	34	54	84

Задача VIII. 4. Используя уравнение (VIII. 7), определить наклон линии равновесия $m_y = dY/dX$ для системы аммиак — вода при температуре 40° С и общем давлении $p = 760$ *мм рт. ст.* в точках $(c_{NH_3})_1 = 1{,}895$ *кг/кг* воды и $(c_{NH_3})_2 = 7{,}5$ *кг/кг* воды; соответствующие парциальные давления при равновесии составляют: $(p^*_{NH_3})_1 = 28{,}4$ *мм рт. ст.* и $(p_{NH_3})_2 = 120$ *мм рт. ст.*

Задача VIII. 5. Построить равновесные линии в диаграммах $y - x$ и $t - x - y$ для смеси бензол — толуол при давлении 760 *мм рт. ст.* Известны следующие значения давлений паров чистых компонентов:

t, °С	80,2	84	88	92	96	100	104	108	110,4
P_1, *мм рт. ст.*	760	852	957	1078	1204	1344	1495	1659	1748
P_2, *мм рт. ст.*	300	333	380	432	493	559	626	705	760

Определить также температуру кипения и равновесный состав пара для смеси, содержащей 12,5 мольн. % бензола.

Задача VIII. 6. Используя данные предыдущей задачи, определить путем дифференцирования уравнения (VIII. 14) наклон линии равновесия $m = dy^*/dx$ в точке $x = 0{,}5$.

Задача VIII. 7. Система этиловый спирт — вода при давлении 760 *мм рт. ст.* образует азеотропную смесь состава $y = x = 0{,}8943$, кипящую при $t = 78{,}17$° С. Давление паров чистых компонентов при этой температуре составляет $p_1 = 753$ *мм рт. ст.* и $p_2 = 330$ *мм рт. ст.* С помощью уравнения ван-Лаара определить состав жидкости и пара при температуре $t = 80{,}7$° С, при которой давления паров чистых компонентов составляют $p_1 = 835$ *мм рт. ст.* и $p_2 = 366$ *мм рт. ст.*

Задача VIII. 8. Определить равновесный состав для системы бутан — пентан при давлении 3 *атм* и температуре 37,8° С, пользуясь: а) законом Рауля; б) уравнением (VIII. 23), если известно, что давления паров чистых компонентов при соответствующей температуре равны $p_1 = 2650$ *мм рт. ст.* и $p_2 = 830$ *мм рт. ст.*; константы равновесия $k_1 = 1{,}15$ и $k_2 = 0{,}36$.

Задача VIII. 9. Определить с помощью уравнения (VIII. 34) коэффициент диффузии CO_2 при температуре 20° С и нормальном давлении: а) в воздухе; б) в парах воды.

Задача VIII. 10. В скруббере с помощью серной кислоты осушают смесь газов, содержащую 2,4% водяных паров (A); 7,8%

SO_2 (B); 10.6% O_2 (C) и 79,2% N_2 (D). Определить коэффициент диффузии паров воды в смеси инертных газов.

Указание. Вначале по уравнению (VIII. 34) определить коэффициенты диффузии паров воды в каждом из компонентов газа, а затем по уравнению (VIII. 41) — коэффициент диффузии в их смеси.

Задача VIII. 11. Определить коэффициент диффузии фенола в бензоле при $t = 5$° С по уравнению (VIII. 37), если $\mu = 0{,}821$ *спз*, $V_A = 103{,}4$.

Задача VIII. 12. Определить коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах при абсорбции SO_2 водой в колонне с беспорядочно загруженной насадкой из колец Рашига 50×50×5 *мм*. Колонна работает при следующих условиях: давление — атмосферное; расход газа $Q_{об} = 2800$ *м³/ч* (объем газа приведен к нормальным условиям); начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0{,}05$; средняя температура в колонне $t = 15{,}75$° С; расход воды $L_{об} = 72{,}6$ *м³/ч*; диаметр колонны $d_к = 1{,}18$ *м*. Дано: коэффициент диффузии в газовой фазе $D_г = 4{,}95 \cdot 10^{-2}$ *м²/ч*; в жидкой фазе $D_ж = 5{,}33 \cdot 10^{-6}$ *м²/ч*; вязкость $\mu_г = 1{,}74 \cdot 10^{-5}$ *н·сек/м²* и $\mu_ж = 1{,}15 \cdot 10^{-3}$ *н·сек/м²*; плотность газа $\rho_г = 1{,}265$ *кг/м³*.

Указание. Для решения использовать уравнения (VIII. 51) и (VIII. 57), табл. VIII-2, строка 5.

Задача VIII. 13. Пользуясь соотношениями (VIII. 48) и (VIII. 50), пересчитать полученные в предыдущей задаче коэффициенты массоотдачи при условии, что движущая сила выражена в мольных долях.

Задача VIII. 14. Пользуясь данными примера VIII. 21, пересчитать с помощью уравнения (VIII. 61) полученное в задаче VIII. 12 значение коэффициента массоотдачи в газовой фазе, отнеся его к объему жидкости на тарелке.

Задача VIII. 15. В колонне с ситчатыми тарелками проводят абсорбцию двуокиси серы водой из воздуха при атмосферном давлении. Определить, пользуясь уравнением (VIII. 63), коэффициенты массоотдачи, если колонна работает в следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 2800$ *м³/ч* (объем газа приведен к нормальным условиям); начальная концентрация SO_2 на входе в колонну $y_1 = 0{,}075$; конечная концентрация $y_2 = 0{,}00364$; средняя температура в колонне $t = 18$° С; расход абсорбирующей воды $L_{об} = 78{,}5$ *м³/ч*; диаметр колонны $d_к = 1200$ *мм*; газосодержание пены $\varepsilon = 0{,}5$; высота переточного порога $h_п = 30$ *мм*. Дано: коэффициенты диффузии в газовой фазе $D_г = 4{,}45 \cdot 10^{-2}$ *м²/ч* и в жидкой фазе $D_ж = 5{,}05 \cdot 10^{-6}$ *м²/ч*; вязкость газа $\mu_г = 1{,}79 \cdot 10^{-5}$ *н·сек/м²* и вязкость жидкости $\mu_ж = 1{,}13 \cdot 10^{-3}$ *н·сек/м²*.

Задача VIII. 16. Пользуясь значениями коэффициентов массоотдачи, полученными в предыдущей задаче, определить коэффициенты массоотдачи, выраженные в *кмоль*/(*м²·ч*)·Δy и *кмоль*/(*м²·ч*)·Δx и отнесенные ко всей площади поперечного сечения колонны. Следует учитывать, что в уравнении (VIII. 63) коэффициент массоотдачи $k_г$ отнесен к свободному сечению та-

релки. Дано: доля свободного сечения $\varphi = 14{,}5\%$; рабочая площадь тарелки $S_т = 0{,}93$ $м^2$.

Задача VIII. 17. Пользуясь данными и результатами решения задач (VIII. 15) и (VIII. 16), определить коэффициенты массопередачи, отнесенные к газовой фазе, для низа и верха колонны. Наклоны линии равновесия определить по уравнению (VIII. 7) и данным задачи (VIII. 3).

ЛИТЕРАТУРА

Р а м м В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.

С т а б н и к о в В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.

Т р е й б а л Р., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Изд. «Химия», 1966.

К а ф а р о в В. В., Основы массопередачи, Изд. «Высшая школа», 1962.

Х о б л е р Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.

К а с а т к и н А. Г., П л а н о в с к и й А. Н., Ч е х о в О. С., Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов, Стандартгиз, 1961.

К о г а н В. Б., Ф р и д м а н В. М., К а ф а р о в В. В., Равновесие между жидкостью и паром, кн. 1, 2, Изд. «Наука», 1966.

Х а л а Э., П и к И., Ф р и д В., В и л и м О., Равновесие между жидкостью и паром, пер. с англ., Издатинлит, 1962.

Р и д Р., Ш е р в у д Т., Свойства газов и жидкостей, пер. с англ., Гостоптехиздат, 1964.

Б р е т ш н а й д е р Ст., Свойства газов и жидкостей, пер. с польск., Изд. «Химия», 1966.

Г л а в а IX

АППАРАТЫ КОЛОННОГО ТИПА ДЛЯ ПРОЦЕССОВ МАССООБМЕНА *

НАСАДОЧНЫЕ КОЛОННЫ

Расчет параметров насадки

Удельную поверхность и эквивалентный диаметр насадки можно определить из следующих соотношений

$$\sigma = \frac{6\,(1-\varepsilon)}{\psi d_{об}} \qquad (IX.\,1)$$

$$\sigma = \frac{6\,(1-\varepsilon)}{\psi^{3/2} d_п} \qquad (IX.\,2)$$

где σ — удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$; ε — свободный объем (доля пустот), $м^3/м^3$; $\psi = 4{,}84\ V^{2/3}/F$ — фактор формы (сферичность); $d_{об} = (6V/\pi^{1/3}$ — диаметр шара, объем которого эквивалентен объему элемента насадки, $м$; $d_п = (F/\pi)^{1/2}$ — диаметр шара, поверхность которого эквивалентна поверхности элемента насадки, $м$ **; V — объем элемента насадки, $м^3$; F — поверхность элемента насадки, $м^2$.

* Более подробный, а в ряде случаев и более точный расчет колонных аппаратов см. литературу, упомянутую на стр. 266 и 271. (*Прим. ред.*)

** Весьма распространено также выражение эквивалентного диаметра насадки в виде $d_э = 4\varepsilon/\sigma$. (*Прим. ред.*)

Т а б л и ц а IX-1. **Основные характеристики насадок**

Насадка	Материал	Размер насадки		Число элементов n в 1 $м^3$ объема колонны	Свободный объем ε	Поверхность на единицу объема σ, $м^2/м^3$	Коэффициент пересчета по методу Морриса — Джексона		Оптимальная скорость газа, $м/сек$
		диаметр * элемента, $d_н$, $мм$	толщина, $мм$				$R_г$	$R_ж$	
Кусковые материалы	Кокс	75	—	—	0,50	49	2,5 **	0,45 **	0,55—0,93
		25—50	—	—	0,40	115	2,1	0,55 **	0,27
		25	—	—	0,45	131	2,5	0,58	0,15—0,27
	Кварц	50	—	—	0,46	62,5	2,7 **	0,50 **	0,52—0,61
		12—30			0,40	144	2,2 **	0,55 **	0,13
Неупорядоченно загруженные кольца	Металл	50	1,5	6 180	0,92	98,5	3,3	0,67	0,73—0,91
		25	1,5	47 600	0,86	194	3,0 **	0,90 **	0,58—0,70
		12	0,8	370 000	0,87	377	3,1	0,88	0,30
	Керамика	75	10,0	1 840	0,72	65,5	2,5	0,60 **	0,67—1,25
		50	6,0	5 820	0,74	92	2,7 **	0,65 **	0,55—0,85
		50	5,0	6 000	0,79	95	2,8	0,67	0,73—0,92
		38	5,0	14 100	0,73	125	2,7 **	0,75 **	0,52—0,79
		25	2,5	46 000	0,80	184	2,7	0,88 **	0,37—0,60
		18	2,5	106 000	0,74	236	2,7 **	0,88 **	—
		12	1,5	370 000	0,73	377	2,7	0,88 **	0,20
	Графит	50	6,0	5 820	0,74	92	2,7 **	0,65 **	0,85
		25	5,0	44 000	0,66	170	2,7 **	0,88	0,46
		12	1,5	370 000	0,73	377	2,7 **	0,88 **	0,20
Правильно уложенные кольца	Керамика	100	10,0	950	0,73	62,5	1,4 **	0,60 **	1,9—2,4
		75	10,0	2 300	0,66	82	1,4 **	0,68 **	1,1—1,5
		75	6,0	2 300	0,76	82	1,4	0,68	1,7
		50	6,0	7 400	0,67	118	1,4 **	0,70 **	0,88
		50	5,0	7 400	0,72	118	1,4 **	0,70 **	0,88

* Диаметр элемента равен его высоте.

** Ориентировочные значения.

Для колец Рашига, имеющих толщину стенки 0,1 $d_н$, значения объемного и поверхностного эквивалентных диаметров определяются из соотношений:

$$d_{об} = 0{,}815 d_н \qquad (IX.\,3)$$

$$d_п = 1{,}408 d_н \qquad (IX.\,4)$$

где $d_н$ — номинальный (наружный) диаметр колец, $м$.

Каждый тип насадки характеризуется определенными значениями удельной поверхности и свободного объема, которые зависят и от способа загрузки насадки. Основные характеристики некоторых типов насадки приведены в табл. IX-1.

Смоченную поверхность насадки * можно определить по формуле ван-Кревелена:

$$\ln \frac{\sigma - \sigma_{см}}{\sigma} = -1{,}39 \frac{q_ж}{\rho_ж} \qquad \text{(IX. 5)}$$

Эту формулу можно также записать в виде:

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 1 - e^{-1{,}39 w_ж} \qquad \text{(IX. 6)}$$

Вейсман и Бонилла рекомендуют следующие формулы:
для колец Рашига ($d = 25$ *мм*)

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 0{,}0218 q_г^{0,31} q_ж^{0,07} \qquad \text{(IX. 7)}$$

для шаров ($d = 12$ *мм*)

$$\frac{\sigma_{см}}{\sigma} = 0{,}00033\, \mathrm{Re}_г^{0,31} q_ж^{0,5} \qquad \text{(IX. 8)}$$

где $\sigma_{см}$ — смоченная удельная поверхность, $м^2/м^3$; $q_ж$, $q_г$ — массовые скорости, отнесенные к сечению пустой колонны, $кг/(м^2 \cdot ч)$; $w_ж$ — скорость жидкости, отнесенная к сечению пустой колонны, *м/ч*; $\mathrm{Re}_г = q_г d/\mu$ — критерий Рейнольдса для газа.

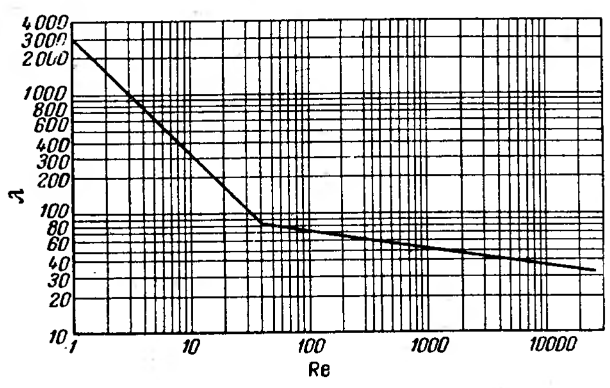


Рис. IX-1. Зависимость коэффициента трения λ от Re при движении жидкостей в зернистых слоях.

Гидравлическое сопротивление насадочных колонн

Потери напора при прохождении газа через сухую насадку ($\Delta p_г$, $н/м^2$) выражаются зависимостью (по Чилтону и Колбурну):

$$\Delta p_г = \lambda \frac{l}{d_н} \cdot \frac{w_ф^2 \rho_г}{2} A_ф A_{ст} \qquad \text{(IX. 9)}$$

где λ — коэффициент трения; l — высота слоя насадки, *м*; $d_н$ — диаметр насадки, *м*; $w_ф$ — фиктивная скорость газа, *м/сек*; $\rho_г$ — плотность газа, $кг/м^3$; $A_ф$ — коэффициент, учитывающий форму насадки; $A_{ст}$ — коэффициент, учитывающий влияние стенки колонны.

---

* Сведения, сообщаемые авторами по этому вопросу, являются устаревшими и ненадежными. Об определении смоченной и эффективной поверхности насадки см., например, кн. Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966. (*Прим. ред.*)

Коэффициент трения λ находят на рис. IX-1 как функцию критерия Рейнольдса, определяемого по уравнению:

$$\mathrm{Re} = \frac{w_ф d_н \rho_г}{\mu_г} \qquad \text{(IX. 10)}$$

Ламинарное движение газа наблюдается до $\mathrm{Re} < 40$.

Поправочные коэффициенты $A_ф$ и $A_{ст}$ в зависимости от диаметра насадки $d_н$ и диаметра колонны $d_к$ следующие:

Диаметр колец $d_н$, *мм*	5,1	12,7	25,4	50,8
Значение $A_ф$	0,4	0,35	0,26	0,17

Отношение $d_н/d_к$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
Значение $A_{ст}$ при							
ламинарном течении	1	0,9	0,82	0,77	0,77	0,72	0,71
турбулентном течении	1	0,83	0,72	0,65	0,65	0,58	0,56

По Жаворонкову величина $\Delta p_г$ (в $н/м^2$) выражается зависимостью:

$$\Delta p_г = \lambda \frac{l}{d_{экв}} \cdot \frac{w_ф^2 \rho_г}{2\varepsilon^2} \qquad \text{(IX. 11)}$$

где $d_{экв} = 4\varepsilon/\sigma$ — эквивалентный диаметр насадки, *м*; ε — свободный объем насадки.

Коэффициент трения λ определяют в функции от критерия Рейнольдса из следующих соотношений:

$$\text{при } \mathrm{Re} < 80 \quad \lambda = \frac{400}{\mathrm{Re}^{0,85}} \qquad \text{(IX. 12)}$$

$$\text{при } 80 < \mathrm{Re} < 400 \quad \lambda = \frac{70}{\mathrm{Re}^{0,45}} \qquad \text{(IX. 13)}$$

$$\text{при } \mathrm{Re} > 400 \quad \lambda = \frac{16{,}5}{\mathrm{Re}^{0,2}} \qquad \text{(IX. 14)}$$

где

$$\mathrm{Re} = \frac{w_ф d_{экв} \rho_г}{\varepsilon \mu} = \frac{4 w_ф \rho_г}{\varepsilon \mu} \qquad \text{(IX. 15)}$$

Потери напора при прохождении газа через орошаемую насадку определяются из следующих соотношений (по Кафарову):
для $\Phi < 0{,}5$

$$\Delta p_{г-ж} = \Delta p_г \left[1 + 8{,}4 \left(\frac{q_ж}{q_г}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,235} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,045}\right] \qquad \text{(IX. 16)}$$

для $\Phi > 0{,}5$

$$\Delta p_{г-ж} = \Delta p_г \left[1 + 10 \left(\frac{q_ж}{q_г}\right)^{0,342} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,525} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0,105}\right] \qquad \text{(IX. 17)}$$

для системы пар — жидкость

$$\Delta p_{п-ж} = \Delta p_п \left[1 + 5{,}15 \left(\frac{q_ж}{q_п}\right)^{0,342} \left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{0,19} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_п}\right)^{0,038}\right] \qquad \text{(IX. 18)}$$

Фактор Ф определяется из соотношения:

$$\Phi = \left(\frac{q_ж}{q_п}\right)^{1,8} \left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_п}\right)^{0,2} \qquad (IX.19)$$

($\Delta p_{г-ж}$ представляет собой потерю напора при прохождении газа через орошаемую, а $\Delta p_г$ — через сухую насадку, $н/м^2$).

Определение количества жидкости, находящейся в орошаемой насадке *.

Различают *общую*, *связанную*, *остаточную* и *эффективную насыщенность* свободного объема насадки жидкой фазой при двухфазном течении газа и жидкости через насадку.

Общая насыщенность $S_{общ}$ — это доля свободного объема ε насадки, занятая жидкой фазой. Обычно при орошении колонны не вся жидкость, находящаяся в насадке, движется; часть ее находится в неподвижных застойных зонах.

Долю свободного объема, занятую неподвижной жидкостью, называют связанной насыщенностью и обозначают $S_{св}$. По прекращении орошения и после свободного стока жидкости с насадки часть жидкости еще останется в ней, будучи связанной капиллярными и иными силами; долю свободного объема насадки, занятую этой жидкостью и обозначенную через $S_{ост}$, называют остаточной насыщенностью. При работе колонны $S_{св} < S_{ост}$, причем разница между ними тем больше, чем больше плотность орошения; при снижении плотности орошения величина $S_{св}$ увеличивается, приближаясь к $S_{ост}$, а при полном прекращении орошения, очевидно, $S_{св} = S_{ост}$.

Жидкость, движущуюся по насадке при работе колонны, характеризуют эффективной насыщенностью $S_{эф}$ — отношением объема, занимаемого только движущейся жидкостью, к сумме объемов, занимаемых этой движущейся жидкостью и потоком газа, т. е.

$$S_{эф} = \frac{S_{общ} - S_{св}}{1 - S_{св}}$$

Величину $S_{эф}$ при противотоке жидкости и газа в колонне можно определить по формуле **:

$$S_{эф} = \left[\frac{w_ж \mu_ж l}{K(\Delta p_г + \rho g l)}\right]^{1/y} \qquad (IX.20)$$

* Содержание вводной части этого параграфа несколько изменено по сравнению с оригиналом. (*Прим. ред.*)

** В расчетной практике принято относить количество жидкости, находящейся в насадке, не к свободному объему ε, а к единице объема (1 $м^3$), занятого насадкой. При этом всю жидкость обычно упрощенно подразделяют на *динамическую* и *статическую*, понимая под последней жидкость, остающуюся в насадке после прекращения орошения. В литературе приводится ряд формул для расчета динамической и статической составляющих и полного количества жидкости в насадке, см., например, Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966, стр. 403 сл. (*Прим. ред.*)

где l — высота слоя насадки, $м$; K — проницаемость слоя, $м^2$; $\Delta p_г$ — перепад давления газа в насадке, $н/м^2$; y — показатель степени, зависящий от среднего диаметра $d_{об}$ элементов насадки; $w_ж$ — фиктивная скорость жидкости, $м/сек$.

Проницаемость K определяется из соотношений

$$K = \frac{\psi^2 d_{об}^2 \varepsilon^3}{200(1-\varepsilon)^2} \qquad (IX.21)$$

или

$$K = \frac{\varepsilon^3}{5\sigma^2} \qquad (IX.22)$$

где ψ — фактор формы (сферичность) элементов насадки.

Значения показателя степени y в зависимости от среднего диаметра ($d_{об}$, $мм$) элементов насадки приведены ниже:

$d_{об}$	0,05	0,1	0,2	0,5	1	2	5	10	20	50	100
y	3,30	3,00	2,73	2,40	2,16	1,97	1,78	1,66	1,56	1,47	1,41

Остаточную насыщенность находят по формуле:

$$S_{ост} = \frac{K_a^{-0,264}}{80,3} \qquad (IX.23)$$

где $K_a = \frac{K(\Delta p_г + \rho g l)}{l \sigma_ж \cos\theta}$ — константа, характеризующая капиллярные свойства насадки; $\sigma_ж$ — поверхностное натяжение жидкости, $н/м$; θ — краевой угол (угол смачивания материала насадки жидкостью).

Определив $S_{эф}$ и $S_{ост}$, вычисляют общую насыщенность $S_{общ}$ по уравнению:

$$S_{общ} = \frac{S_{эф} - 2S_{эф}S_{ост} + S_{ост}}{1 - S_{эф}S_{ост}} \qquad (IX.24)$$

Количество $V_{ост}$ (в $м^3$) жидкости, остающейся в насадке объемом $V_н$ (в $м^3$) с долей свободного объема ε после прекращения подачи орошающей жидкости и свободного стока жидкости, составляет:

$$V_{ост} = V_н \varepsilon S_{ост} \qquad (IX.25)$$

Объем V (в $м^3$) всей жидкости, находящейся в работающей колонне

$$V = V_н \varepsilon S \qquad (IX.26)$$

Доля свободного объема орошаемой насадки

$$\varepsilon' = \varepsilon \frac{1 - S}{1 - S_{ост}} \qquad (IX.27)$$

Для расчета предельных условий работы («захлебывания») колонны Хоффинг и Локкарт рекомендуют следующее соотношение между скоростями обеих противоточно движущихся в колонне фаз:

$$f(R) = 3,89 \cdot 10^{-5} \frac{w_ж \rho_ж^{0,1} \rho_г^{0,22} \mu_ж^{0,1} \mu_г^{0,08}}{w_г^{0,2} \Delta\rho^{0,5}} \left(\frac{\sigma}{\varepsilon^{1,2}}\right)^{0,67} \qquad (IX.28)$$

где w — фиктивная скорость, *м/сек*; ρ — плотность, *г/см*³; $\Delta\rho$ — разность между плотностями жидкости и газа, *г/см*³; μ — вязкость, *спз*; σ — удельная поверхность насадки, *м*²/*м*³; ε — свободный объем насадки; $R = w_г/w_ж$ — отношение скоростей газа (г) и жидкости (ж).

Функция $f(R)$ представлена графически на рис. IX-2.

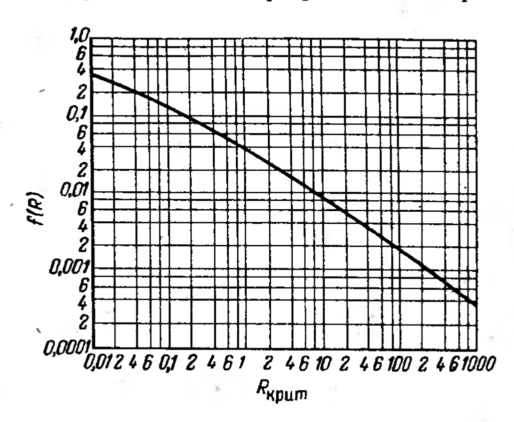


Рис. IX-2. Определение точки захлебывания по методу Хоффинга и Локкарта.

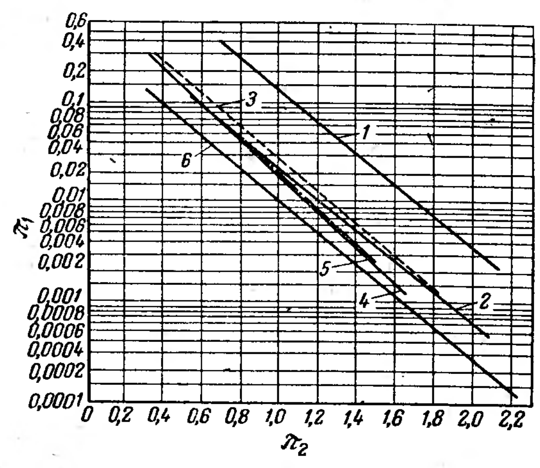


Рис. IX-3. Пределы захлебывания для насадочных колонн:

1 — для правильно уложенной насадки (по Шервуду и Шипли); *2* — для беспорядочно загруженной насадки (по Холлоуею); *3* — для любой насадки (по Зенцу); *4* — то же, по Лобо, Фриниду, Хашмаллу и Зенцу; *5* — то же, по Плановскому—Кафарову и Бэйну—Хоугену; *6* — то же, по Жаворонкову.

На рис. IX-3 приведены другие зависимости условий захлебывания в насадках различных типов, предложенные разными авторами. При этом величина π_1 выражается следующими соотношениями:

для прямых *1*, *2*, *3* и *4*

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\varepsilon^3} \cdot \frac{w_ф^2}{g} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \mu_ж^{0,2} \qquad \text{(IX. 29)}$$

для прямой *5*

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\varepsilon^3} \cdot \frac{w_ф^2}{g} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \mu_ж^{0,16} \qquad \text{(IX. 30)}$$

для прямой *6*

$$\pi_1 = \frac{\lambda\sigma}{\varepsilon^3} \cdot \frac{w_ф^2}{8g} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \mu_{отн}^{0,2} \qquad \text{(IX. 31)}$$

Величина π_2 представляет собой зависимость

$$\pi_2 = \left(\frac{q_ж}{q_г}\sqrt{\frac{\rho_г}{\rho_ж}}\right)^{1/4} \qquad \text{(IX. 32)}$$

где $\mu_ж$ — вязкость жидкости, *спз*; $\mu_{отн} = \mu_ж/\mu_в$ — относительная вязкость жидкости (по сравнению с водой); λ — коэффициент трения.

Рабочий режим колонны выбирают обычно при скорости, соответствующей 50—60% от скорости захлебывания.

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОЛОННЫ

Ниже приведены расчетные формулы лишь для двух основных типов тарелок — колпачковых и ситчатых.

Колонны с колпачковыми тарелками. Минимально допустимая скорость $w_{мин}$ (в *м/сек*) газа в прорезях колпачка определяется из соотношения:

$$w_{мин} = 4{,}15\rho_г^{-0,5} \qquad \text{(IX. 33)}$$

где $\rho_г$ — плотность газа (пара), *кг/м*³.

Максимально допустимая скорость может быть в 3,5 раза больше минимальной.

Общая потеря напора $h_т$ (в *м* столба жидкости) при прохождении газа (пара) через колпачковую тарелку выражается суммой

$$h_т = h_{ст} + h_{гор} + h_{пр} \qquad \text{(IX. 34)}$$

причем статическая высота $h_{ст}$ (в *м* столба жидкости) на тарелке

$$h_{ст} = h_п + h_1 - h_в$$

Рис. IX-4. Схема обозначений для расчета потери напора в колпачковой тарелке.

Высота H_1 (в *м*) уровня жидкости в сливном устройстве определяется суммой (см. рис. IX-4):

$$H_1 = 2(h_п + h_1) + h_2 + h_3 + h_{гор} + h_{пр} - h_в \qquad \text{(IX. 35)}$$

Расстояние между тарелками H должно удовлетворять условию

$$H > (2 - 2{,}5)\,H_1 - h_п \qquad \text{(IX. 36)}$$

В приведенных соотношениях:

$h_{гор}$ — потери напора при прохождении газа через горловину колпачка, *м*; $h_{пр}$ — потери напора в прорезях колпачка, *м*; h_3 — потери напора в сливном устройстве, *м*.

Смысл обозначений $h_п$, h_1, h_2 и $h_в$ ясен из рис. IX-4.

Величины h_1, $h_{гор}$, $h_{пр}$ и h_3 можно определить по формулам:

$$h_1 = 2{,}84 \cdot 10^{-3} K \left(L'_{об}/b\right)^{2/3} \qquad \text{(IX. 37)}$$

$$h_{гор} = 3 \frac{w_{гор}^2 \rho_г}{g \rho_ж} \qquad \text{(IX. 38)}$$

$$h_{пр} = 4{,}88 \cdot 10^{-2} \frac{\sigma_ж}{\rho_ж} + 3{,}015 \cdot 10^{-2} k \left(a w_{пр} \sqrt{\frac{\rho_г}{\rho_ж - \rho_г}}\right)^{0{,}67} \qquad \text{(IX. 39)}$$

$$h_3 = 0{,}219 \left(\frac{L_{об}}{S_{сл}}\right)^2 \qquad \text{(IX. 40)}$$

где $L'_{об}$ — объем жидкости, проходящей через тарелку, *м³/ч*; K — безразмерный коэффициент, определяемый по рис. IX-5; $w_{гор}$ — скорость газа в газовом патрубке (горловине) колпачка, *м/сек*; $\sigma_ж$ — поверхностное натяжение жидкости,

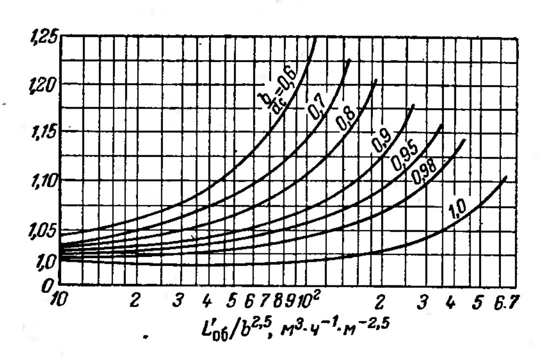


Рис. IX-5. Зависимость коэффициента K от $L'_{об}/b$.

дин/см; a — высота прорези, *см*; $w_{пр}$ — скорость газа в прорези, *м/сек*; $k = 1 - (w_{г-к}/2w_{пр})^2$ — безразмерный коэффициент; $L_{об}$ — объем жидкости, стекающей через сливное устройство, *м³/сек*; $S_{сл}$ — сечение сливного устройства с тарелки на тарелку, *м²*; $b = (0{,}6$—$0{,}8) d_к$ — длина порога сливного устройства, *м*; $d_к$ — диаметр колонны, *м*; $w_{г-к}$ — скорость газа в кольцевом зазоре между колпачком и газовым патрубком.

Колонны с ситчатыми тарелками. Общая потеря напора $h_т$ (в *м*) при прохождении газа (пара) через ситчатую тарелку определяется суммой

$$h_т = h_с + h_\sigma + h_{ст} \qquad \text{(IX. 41)}$$

где $h_с$ — потеря напора на сухой тарелке, *м*; h_σ — потеря напора, обусловленная силой поверхностного натяжения, *м*; $h_{ст}$ — потеря напора на преодоление статического сопротивления столба жидкости на тарелке, *м*.

Отдельные составляющие $h_с$, h_σ и $h_{ст}$ определяются из следующих соотношений:

$$h_с = \xi \frac{w_0^2 \rho_г}{2 g \rho_ж} \qquad \text{(IX. 42)}$$

$$h_\sigma = \frac{4 \sigma_ж}{\rho_ж g (1{,}3 d_0 + 0{,}08 d_0)} = 2{,}9 \frac{\sigma_ж}{\rho_ж g d_0} \qquad \text{(IX. 43)}$$

$$h_{ст} = 1{,}3 k h_п + h_1 \qquad \text{(IX. 44)}$$

где w_0 — скорость газа в отверстиях, *м/сек*; $\sigma_ж$ — поверхностное натяжение жидкости, *н/м*; d_0 — диаметр отверстий, *м*; $h_п$ — высота порога сливного устройства, *м*; k — отношение между плотностью пены и плотностью жидкости (при расчетах принимают $k = 0{,}5$); h_1 — уровень жидкости над переливным порогом (см. рис. IX-4), определяемый по уравнению (IX. 37); $\xi = 1{,}82$ — коэффициент сопротивления.

Расстояние между тарелками H должно удовлетворять условию

$$H \geqslant (1{,}8 - 2)\, h_т \qquad \text{(IX. 45)}$$

Минимально допустимая скорость w'_0 (в *м/сек*) газа в отверстиях тарелки, еще обеспечивающая нормальный режим работы, определяется соотношением:

$$w'_0 = 0{,}67 \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_ж}{\rho_г} h_ж} \qquad \text{(IX. 46)}$$

где $h_ж = (h_п + h_1)/1{,}3\, k$ — высота пены на тарелке, *м*.

Максимально допустимая скорость может быть найдена по графику рис. IX-6, построенному для колпачковых тарелок. Для ситчатых тарелок максимальную скорость газа получают умножением значений, найденных из рис. IX-6, на 1,35; рабочая скорость должна составлять 80—90% максимальной.

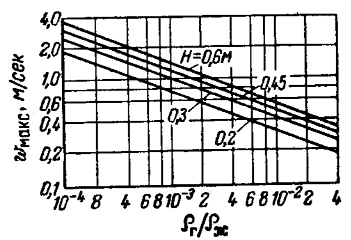


Рис. IX-6. Определение максимально допустимой скорости в колонне $w_{макс}$ при различном расстоянии между тарелками.

Скорость в сечении колонны определяется из соотношения

$$w = \frac{w_0 S_т \varphi}{100 S_к} \qquad \text{(IX. 47)}$$

где w — скорость газа в колонне, *м/сек*; w_0 — скорость газа в отверстиях, *м/сек*; $S_т$ — рабочая площадь тарелки, *м²*; $S_к$ — площадь сечения колонны, *м²*; φ — свободное сечение тарелки, %.

Если отверстия расположены по вершинам равностороннего треугольника со стороной t, то свободное сечение тарелки

$$\varphi = 100 \frac{\pi d_0^2}{2 \sqrt{3}\, t^2} \qquad \text{(IX. 48)}$$

Для других способов расположения отверстий могут быть получены соответствующие формулы.

ПРИМЕРЫ

Пример IX. 1. Определить основные характеристики насадки из неупорядоченно загруженных керамических колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ *мм*. Плотность керамического материала $\rho_к = 2200$ *кг/м³*, насыпная плотность насадки $\rho_н = 460$ *кг/м³*.

Решение. Свободный объем определяется по формуле:

$$\rho_н = \rho_к (1 - \varepsilon)$$

Подставим числовые значения, тогда

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_н}{\rho_к} = 1 - \frac{460}{2200} = 0{,}79$$

Фактор формы (стр. 306)

$$\psi = 4{,}84 \frac{V^{2/3}}{F}$$

Объем элемента насадки

$$V = 3{,}14 \left[(5 \cdot 10^{-2})^2 - (4 \cdot 10^{-2})^2\right] \frac{5 \cdot 10^{-2}}{4} = 3{,}53 \cdot 10^{-5} \ м^3$$

Поверхность элемента насадки

$$F = 3{,}14\,(5 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2})\, 5 \cdot 10^{-2} + 2 \cdot 3{,}14 \cdot \frac{(5 \cdot 10^{-2})^2 - (4 \cdot 10^{-2})^2}{4} = 1{,}554 \cdot 10^{-2} \ м^2$$

Тогда

$$\psi = 4{,}84 \frac{(3{,}53 \cdot 10^{-5})^{2/3}}{1{,}554 \cdot 10^{-2}} = 4{,}84 \frac{1{,}076 \cdot 10^{-3}}{1{,}554 \cdot 10^{-2}} = 0{,}335$$

Средний эквивалентный объемный диаметр

$$d_{об} = \left(\frac{6V}{\pi}\right)^{1/3} = \left(\frac{6 \cdot 3{,}53 \cdot 10^{-5}}{3{,}14}\right)^{1/3} = 4{,}07 \cdot 10^{-2} \ м$$

Так как толщина стенки колец составляет $0{,}1 d_н$, то можно пользоваться также формулой (IX. 3):

$$d_{об} = 0{,}815 d_н = 0{,}815 \cdot 5 \cdot 10^{-2} = 4{,}07 \cdot 10^{-2} \ м$$

Средний эквивалентный поверхностный диаметр

$$d_{пов} = \left(\frac{F}{\pi}\right)^{1/2} = \left(\frac{1{,}554 \cdot 10^{-2}}{3{,}14}\right)^{1/2} = 7{,}03 \cdot 10^{-2} \ м$$

или по формуле (IX.4)

$$d_{пов} = 1{,}408 d_н = 1{,}408 \cdot 5 \cdot 10^{-2} = 7{,}04 \cdot 10^{-2} \ м$$

Удельную поверхность насадки σ находим по формуле (IX. 1):

$$\sigma = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\psi d_{об}} = \frac{6(1 - 0{,}79)}{0{,}335 \cdot 4{,}07 \cdot 10^{-2}} = 92 \ м^2/м^3$$

и по формуле (IX. 2):

$$\sigma' = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\psi^{3/2} d_{пов}} = \frac{6(1 - 0{,}79)}{0{,}335^{3/2} \cdot 7{,}03 \cdot 10^{-2}} = 93 \ м^2/м^3$$

Объем, занимаемый элементами в 1 *м³*, равен $(1 - \varepsilon)$; разделив $(1 - \varepsilon)$ на число элементов, получим объем, занятый одним элементом:

$$\frac{\pi d_{об}^3}{6} = \frac{1 - \varepsilon}{n}$$

Отсюда число элементов в единице объема

$$n = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\pi d_{об}^3} = \frac{6(1 - 0{,}79)}{3{,}14\,(4{,}07 \cdot 10^{-2})^3} = 5\,952 \ шт/м^3$$

По табл. IX-1 имеем $n = 6000$, $\sigma = 95$ *м²/м³*, $\varepsilon = 0{,}79$, что почти полностью совпадает с вычисленными значениями.

Пример IX. 2. Определить потери напора при прохождении газа через слой катализатора высотой $l = 1{,}5$ *м* в аппарате диаметром 2 *м*. Расход газа 800 *м³/ч*; плотность газа $\rho_г = 0{,}45$ *кг/м³*; вязкость газа $\mu_г = 2{,}94 \cdot 10^{-2}$ *спз*; удельная поверхность катализатора $\sigma = 415$ *м²/м³*; свободный объем $\varepsilon = 0{,}43$.

Решение. Так как диаметр гранул катализатора неизвестен, можно использовать из приведенных выше лишь уравнение (IX. 11):

$$\Delta p_г = \lambda \frac{l}{d_{экв}} \cdot \frac{w_ф \rho_г}{2\varepsilon^2}$$

Эквивалентный диаметр определяем из соотношения

$$d_{экв} = \frac{4\varepsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}43}{415} = 4{,}15 \cdot 10^{-3} \ м$$

Фиктивная скорость газа

$$w_ф = \frac{4 \cdot 800}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 2^2} = 0{,}705 \ м/сек$$

Критерий Рейнольдса [по уравнению (IX. 15)]

$$Re = \frac{4 w_ф \rho_г}{\sigma \mu_г} = \frac{4 \cdot 0{,}705 \cdot 0{,}45}{415 \cdot 2{,}94 \cdot 10^{-5}} = 104$$

Так как $Re > 80$, коэффициент трения λ определяем по формуле (IX. 13):

$$\lambda = \frac{70}{Re^{0{,}45}} = \frac{70}{104^{0{,}45}} = 8{,}7$$

$$\Delta p_г = 8{,}7 \frac{1{,}5}{4{,}15 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{0{,}705^2 \cdot 0{,}45}{2 \cdot 0{,}43^2} = 1\,900 \ н/м^2$$

Пример IX. 3. Определить потери напора на 1 *м* высоты при прохождении газа через сухую и орошаемую насадку в колонне, работающей в условиях, описанных в примере VIII. 20.

Решение. *Определение потери напора в сухой насадке.*
По уравнению (IX. 9):

$$\Delta p_г = \lambda \frac{l}{d_н} \cdot \frac{w_ф^2 \rho_г}{2} A_ф A_{ст}$$

$$w_ф = \frac{3\,000}{3\,600 \cdot 1{,}25} = 0{,}666 \ м/сек$$

Из данных и результатов расчета примера VIII, 20 имеем

$$d_н = 5 \cdot 10^{-2} \ м, \quad \rho_г = 1{,}202 \ кг/м^3 \ и \ \mu_г = 1{,}816 \cdot 10^{-5} \ н \cdot сек/м^2$$

Критерий Рейнольдса определяем по уравнению (IX. 10):

$$Re = \frac{w_ф \, d_н \rho_г}{\mu_г} = \frac{0{,}666 \cdot 5 \cdot 10^{-2} \cdot 1{,}202}{1{,}816 \cdot 10^{-5}} = 2\,200$$

По диаграмме рис. IX. 1 при Re = 2200 находим коэффициент трения $\lambda = 48$. Из данных на стр. 309 находим коэффициенты $A_ф = 0{,}17$ и $A_{ст} = 0{,}86$. Значит

$$\Delta p_г = 48 \frac{1}{5 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{0{,}666^2 \cdot 1{,}202}{2} \, 0{,}17 \cdot 0{,}86 = 37{,}5 \ н/м^2$$

Теперь определим потери напора в сухой насадке по формуле (IX. 11):

$$\Delta p_г = \lambda \frac{l}{d_{экв}} \cdot \frac{w_ф^2 \rho_г}{2\varepsilon^2}$$

Для соответствующего типа насадки (беспорядочно загруженных колец Рашига размером 50 × 50 × 5 *мм*) свободный объем $\varepsilon = 0{,}79$ и удельная поверхность $\sigma = 95 \ м^2/м^3$. Отсюда

$$d_{экв} = \frac{4\varepsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}79}{95} = 3{,}33 \cdot 10^{-2} \ м$$

$$Re = \frac{4 w_ф \rho_г}{\sigma \mu_г} = \frac{4 \cdot 0{,}666 \cdot 1{,}202}{95 \cdot 1{,}816 \cdot 10^{-5}} = 1850$$

Коэффициент трения λ определяем по формуле (IX. 14) для Re > 400:

$$\lambda = \frac{16{,}5}{Re^{0{,}2}} = \frac{16{,}5}{1850^{0{,}2}} = \frac{16{,}5}{4{,}5} = 3{,}67$$

Подставив вычисленные значения в уравнение (IX. 11), получим:

$$\Delta p_г = 3{,}67 \ \frac{1}{3{,}33 \cdot 10^{-2}} \cdot \frac{0{,}666^2 \cdot 1{,}202}{2 \cdot 0{,}79^2} = 47 \ н/м^2$$

Расхождение между значениями, полученными по уравнениям (IX. 9) и (IX. 14), объясняется неточностью определения коэффициента $A_{ст}$, характеризующего влияние стенки. Если принять $A_{ст} = 1$, получим одинаковые результаты по обоим уравнениям.

Определение потери напора в орошаемой насадке. Сначала определяем фактор Φ по уравнению (IX. 19):

$$\Phi = \left(\frac{q_ж}{q_г}\right)^{1{,}8} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right) \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0{,}2} = \left(\frac{12{,}55}{0{,}8}\right)^{1{,}8} \left(\frac{1{,}202}{998}\right) \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1{,}816 \cdot 10^{-5}}\right)^{0{,}2} = 0{,}38$$

Так как $\Phi < 0{,}5$, используем формулу (IX. 16):

$$\Delta p_{г-ж} = \Delta p_г \left[1 + 8{,}4 \left(\frac{q_ж}{q_г}\right)^{0{,}405} \left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0{,}235} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_г}\right)^{0{,}045}\right]$$

Величина $\Delta p_г$ определена ранее ($\Delta p_г = 47 \ н/м^2$), тогда

$$\Delta p_{г-ж} = 47 \left[1 + 8{,}4 \left(\frac{12{,}55}{0{,}8}\right)^{0{,}405} \left(\frac{1{,}202}{998}\right)^{0{,}235} \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1{,}816 \cdot 10^{-5}}\right)^{0{,}045}\right] =$$

$$= 47\,(1 + 8{,}4 \cdot 3{,}05 \cdot 0{,}206 \cdot 1{,}2) = 47\,(1 + 6{,}33) = 345 \ н/м^2$$

Пример IX. 4. По условиям, описанным в примере VIII. 20, определить скорость, соответствующую точке «захлебывания», а также количество жидкости, находящейся в работающей колонне.

Решение. Для нахождения скорости захлебывания по рис. IX-2 определяем значение функции $f(R)$ из соотношения (IX. 28):

$$f(R) = 3{,}89 \cdot 10^{-5} \ \frac{w_ж \rho_ж^{0{,}1} \rho_г^{0{,}22} \mu_ж^{0{,}1} \mu_г^{0{,}08}}{w_г^{0{,}2} \ \Delta\rho^{0{,}5}} \left(\frac{\sigma}{\varepsilon^{1{,}2}}\right)^{0{,}67}$$

$$w_ж = \frac{56{,}5}{1{,}25} = 45{,}2 \ м/ч; \quad w_г = \frac{3\,000}{1{,}25} = 2\,400 \ м/ч$$

$$\mu_г = 1{,}816 \cdot 10^{-2} \ спз; \quad \rho_г = 1{,}202 \cdot 10^{-3} \ г/см^3;$$

$$\rho_ж = 1 \ г/см^3; \quad \sigma = 95 \ м^2/м^3; \quad \varepsilon = 0{,}79$$

$$f(R) = 3{,}89 \cdot 10^{-5} \ \frac{45{,}2 \cdot 1^{0{,}1} \cdot (1{,}202 \cdot 10^{-3})^{0{,}22} \cdot 1^{0{,}1} \, (1{,}816 \cdot 10^{-2})^{0{,}08}}{2400^{0{,}2} \cdot 1^{0{,}5}} \times$$

$$\times \left(\frac{95}{0{,}79^{1{,}2}}\right)^{0{,}67} = 1{,}55 \cdot 10^{-3}$$

При $f(R) = 1{,}55 \cdot 10^{-3}$ находим по рис. IX-2 предельное значение отношения $R = w_г/w_ж$, при котором колонна не «захлебывается» ($R_{крит} = 108$). В то же время из условий работы колонны (см. пример VIII. 20) имеем:

$$R = \frac{2400}{45{,}2} = 53$$

Следовательно, колонна работает при скорости, составляющей

$$\frac{R}{R_{крит}} = \frac{53}{108} \cdot 100 = 50\%$$

от скорости захлебывания.

Воспользуемся теперь рис. IX-3. Определим предел захлебывания по кривой *2* (для беспорядочно уложенных колец — по *Холлоуэю*), по кривой *5* (для любой насадки — по *Плановскому* и др.) и по кривой *6* (для любой насадки — по *Жаворонкову*):

по кривой 2. Определяем функцию π_1 по формуле (IX. 29):

$$\pi_1 = \frac{\sigma}{\varepsilon^3} \cdot \frac{w_ф^2}{g} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \, \mu_ж^{0{,}2} = \frac{95}{0{,}79^3} \cdot \frac{0{,}666^2}{9{,}81} \cdot \frac{1{,}202}{998} \cdot 1^{0{,}2} = 1{,}05 \cdot 10^{-2}$$

($w_ф = 0{,}666$ *м/сек* — см. пример IX. 3).

По рис. IX-3 находим предельное значение функции $\pi_{2\,пр} = 1{,}22$. В условиях работы колонны функция π_2 имеет, согласно формуле (IX. 32), следующее значение:

$$\pi_2 = \left(\frac{q_ж}{q_г} \sqrt{\frac{\rho_г}{\rho_ж}}\right)^{1/4} = \left(\frac{12{,}55}{0{,}8} \sqrt{\frac{1{,}202}{998}}\right)^{1/4} = 0{,}86$$

Значит, колонна работает с нагрузкой, равной

$$\frac{\pi_2}{\pi_{2\,пр}} = \frac{0{,}86}{1{,}22} = 70{,}5\%$$

от нагрузки, соответствующей захлебыванию;

по кривой 5

$$\pi_1 = 1{,}05 \cdot 10^{-2}; \qquad \pi_{2\,пр} = 1{,}18; \qquad \frac{\pi_2}{\pi_{2\,пр}} = \frac{0{,}86}{1{,}18} = 73\%$$

по кривой 6

$$\pi_1 = \frac{3{,}67}{8}\, 1{,}05 \cdot 10^{-2} = 4{,}82 \cdot 10^{-3} \; [\lambda = 3{,}67 \text{ (см. пример IX. 3)}]$$

$$\pi_{2\,пр} = 1{,}26; \qquad \frac{\pi_2}{\pi_{2\,пр}} = \frac{0{,}86}{1{,}26} = 68\%$$

Таким образом, значения предела захлебывания, полученные по данным трех различных корреляций, близки между собой.

Определение количества жидкости в насадке. Расчеты ведем на 1 *м* высоты насадки. Определяем $S_{эф}$ по формуле (IX. 20)

$$S_{эф} = \left[\frac{w_ж \mu_ж l}{K(\Delta p_г + \rho g l)}\right]^{1/y}$$

Величину проницаемости K определяем по формуле (IX. 21):

$$K = \frac{\psi^2 d_{об}^2 \varepsilon^3}{200(1-\varepsilon)^2} = \frac{0{,}335^2 (4{,}07 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 0{,}79^3}{200(1-0{,}79)^2} = 1{,}04 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$$

или по формуле (IX. 22):

$$K = \frac{\varepsilon^3}{5\sigma^2} = \frac{0{,}79^3}{5{,}95^2} = 1{,}09 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$$

Вычисляем сумму $\Delta p_г + \rho_ж g l$:

$$\rho_ж g l + \Delta p_г = 10^3 \cdot 9{,}81 \cdot 1 + 47 = 9{,}86 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2$$

Для значения $d_{об} = 4{,}07 \cdot 10^{-2}$ *м* находим величину показателя степени $y = 1{,}5$ (см. стр. 311). Подставив эту величину в уравнение (IX. 20), получим:

$$S_{эф} = \left(\frac{1{,}257 \cdot 10^{-2} \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 1}{1{,}09 \cdot 10^{-5} \cdot 9{,}86 \cdot 10^3}\right)^{1/1{,}5} = (1{,}177 \cdot 10^{-4})^{1/1{,}5} = 2{,}4 \cdot 10^{-3}$$

Определяем $S_{ост}$ из уравнения (IX. 23):

$$S_{ост} = \frac{K_а^{-0{,}264}}{80{,}3}$$

Принимая для керамики, хорошо смачиваемой водой, $\theta = 0°$ (следовательно, $\cos\theta = 1$) и для воды при 20° С $\sigma_ж = 72{,}8$ *дин/см* $= 7{,}28 \cdot 10^{-2}$ *н/м*, получим значение капиллярной константы:

$$K_а = \frac{K(\Delta p_г + \rho g l)}{l \sigma_ж \cos\theta} = \frac{1{,}09 \cdot 10^{-5} \cdot 9{,}86 \cdot 10^3}{1 \cdot 7{,}28 \cdot 10^{-2} \cdot 1} = 1{,}47$$

Подставив это значение в уравнение (IX. 23), найдем

$$S_{ост} = \frac{1{,}48^{-0{,}264}}{80{,}3} = 1{,}12 \cdot 10^{-2}$$

Общую насыщенность $S_{общ}$ свободного объема насадки жидкостью определяем по формуле (IX. 24)

$$S_{общ} = \frac{S_{эф} - 2S_{эф}S_{ост} + S_{ост}}{1 - S_{эф}S_{ост}} =$$

$$= \frac{2{,}4 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 2{,}4 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}12 \cdot 10^{-2} + 1{,}12 \cdot 10^{-2}}{1 - 2{,}4 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}12 \cdot 10^{-2}} = 1{,}36 \cdot 10^{-2}$$

Объем жидкости, остающейся на насадке после свободного стекания избыточной жидкости (для слоя высотой 1 *м*)

$$V_{ост} = V_н \varepsilon S_{ост} = 3{,}14 \frac{1{,}26^2}{4} \cdot 1 \cdot 0{,}79 \cdot 1{,}12 \cdot 10^{-2} = 1{,}1 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$$

Количество жидкости, находящейся в колонне во время работы (для слоя высотой 1 *м*)

$$V = V_н \varepsilon S_{общ} = 3{,}14 \frac{1{,}26^2}{4} \cdot 1 \cdot 0{,}79 \cdot 1{,}36 \cdot 10^{-2} = 1{,}34 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3 \; *$$

Пример IX. 5. Рассчитать колпачковую тарелку для колонны, в которой проводится ректификация смеси четыреххлористый углерод — толуол; колонна работает при атмосферном давлении. Дано: расход пара $V = 0{,}135$ *м³/сек*; расход жидкости $L_{об} = 1 \cdot 10^{-3}$ *м³/сек*; поверхностное натяжение жидкости $\sigma_ж = 18{,}9$ *дин/см*; средняя плотность пара $\rho_п = 4{,}74$ *кг/м³*; средняя плотность жидкости $\rho_ж = 1138$ *кг/м³*.

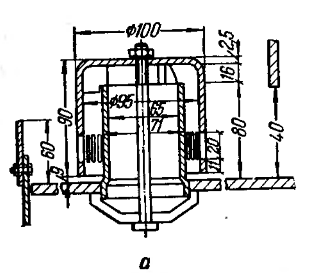
Решение. Задаемся скоростью пара в колонне $w = 0{,}5$ *м/сек* и определяем диаметр колонны:

$$d_к = \sqrt{\frac{4V}{3{,}14 w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}135}{3{,}14 \cdot 0{,}5}} = 0{,}587 \text{ м}$$

Принимаем диаметр колонны 0,6 *м*; в этом случае скорость пара в свободном сечении колонны составит:

$$\frac{w}{0{,}5} = \frac{0{,}587^2}{0{,}6^2} = 0{,}48 \text{ м/сек}$$

Для гидродинамического расчета тарелки принимаем по конструктивным соображениям следующие значения некоторых размеров тарелки и колпачка (рис. IX. 7): ширина порога сливного устройства $b = 0{,}6\, d_к = 0{,}36$ *м*; высота



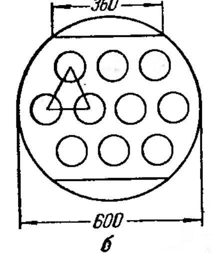


Рис. IX-7. Размеры колпачка (*а*) и расположение колпачков на тарелке (*б*) (к примеру IX-5).

порога сливного устройства $h_п = 0{,}06$ *м*; расстояние между тарелкой и верхним краем прорезей колпачка $h_в = 0{,}04$ *м*; высота прорезей колпачка $a = 0{,}02$ *м*; ширина прорезей $c = 5$ *мм*.

---

* Полученный здесь результат более или менее согласуется с опытными данными [см. Жаворонков Н. М. и др., Хим. маш., № 5, 13 (1960)] лишь в отношении количества жидкости, остающейся в насадке по прекращении орошения; общее же количество жидкости, находящейся в орошаемой насадке, получилось по использованному авторами методу заниженным почти в пять раз. Поэтому рекомендуется применять для определения общего количества жидкости, находящейся в насадке, методы расчета, приводимые, например, в кн. Рамм В. М., «Абсорбция газов», Изд. «Химия», 1966. *(Прим. ред.)*

11 Зак. 976

Расчет основных размеров колпачков. Принимаем скорость пара в газовом патрубке колпачка $w_{гор} = 4$ *м/сек*, а количество колпачков $n = 10$ и определяем диаметр газового патрубка колпачка:

$$d_{гор,\ вн} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w n}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}135}{3{,}14 \cdot 4 \cdot 10}} = 6{,}5 \cdot 10^{-2}\ м$$

Диаметр колпачка находим из условия равенства скорости пара в газовом патрубке и в кольцевом сечении колпачка:

$$\frac{\pi d^2_{гор,\ вн}}{4} = \frac{\pi}{4}\left(d^2_{колп,\ вн} - d^2_{гор,\ н}\right)$$

$$d_{колп,\ вн} = \sqrt{d^2_{гор,\ вн} + d^2_{гор,\ н}} = \sqrt{6{,}5^2 \cdot 10^{-4} + 7{,}1^2 \cdot 10^{-4}} = 9{,}63 \cdot 10^{-3}\ м$$

Скорость газа в кольцевом зазоре колпачка

$$w_{г-к} = \frac{4V}{10\pi\left(d^2_{колп,\ вн} - d^2_{гор,\ н}\right)} = \frac{4 \cdot 0{,}135}{10 \cdot 3{,}14\left(9{,}63^2 \cdot 10^{-4} - 7{,}1^2 \cdot 10^{-4}\right)} = 4{,}11\ м/сек$$

Располагаем колпачки по вершинам равностороннего треугольника со стороной 140 *мм*, как показано на рис. IX-7.

Принимая по 32 прорези в каждом колпачке, определяем скорость пара в прорезях:

$$w_{пр} = \frac{V}{32n \cdot ac} = \frac{0{,}135}{32 \cdot 10 \cdot 2 \cdot 10^{-2} \cdot 5 \cdot 10^{-3}} = 4{,}22\ м/сек$$

Проверяем, удовлетворяет ли найденная скорость условию (IX. 33):

$$w_{мин} = 4{,}15\rho_п^{0{,}5} = 4{,}15 \cdot 4{,}74^{-0{,}5} = 1{,}91\ м/сек$$

Максимально допустимая скорость пара в прорезях

$$w_{макс} = 3{,}5 w_{мин} = 3{,}5 \cdot 1{,}91 = 6{,}7\ м/сек$$

Следовательно, вычисленная скорость в прорезях колпачка находится в допустимых пределах.

Определение потерь напора при прохождении пара через тарелку по формуле (IX. 34):

$$h_т = h_{ст} + h_{гор} + h_{пр}$$
$$h_{ст} = h_п + h_1 - h_в$$

Значение величины h_1 определяем по формуле (IX. 37):

$$h_1 = 2{,}84 \cdot 10^{-3} K \left(\frac{L'_{об}}{b}\right)^{2/3}$$

Коэффициент K определяем с помощью рис. IX-5 по значению

$$\frac{L'_{об}}{b^{2{,}5}} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0{,}36^{2{,}5}} = \frac{3{,}6}{7{,}776 \cdot 10^{-2}} = 46{,}3\ м^3/ч \cdot м^{2{,}5}$$

Получаем $K = 1{,}07$. Уровень жидкости под переливным порогом

$$h_1 = 2{,}84 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}07 \left(\frac{3{,}6}{0{,}36}\right)^{2/3} = 2{,}84 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}07 \cdot 4{,}65 = 1{,}41 \cdot 10^{-2}\ м$$

Следовательно, величина $h_{ст}$ будет равна

$$h_{ст} = 6 \cdot 10^{-2} + 1{,}41 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2} = 3{,}41 \cdot 10^{-2}\ м$$

Потери напора в горловине колпачка $h_{гор}$ определяем по формуле (IX. 38):

$$h_{гор} = 3\,\frac{w^2_{гор}\rho_п}{g\rho_ж} = 3\,\frac{4^2 \cdot 4{,}74}{9{,}81 \cdot 1137} = 2 \cdot 10^{-2}\ м$$

Потери напора в прорезях колпачка $h_{пр}$ определяем по формуле (IX. 39):

$$h_{пр} = 4{,}88 \cdot 10^{-2}\,\frac{\sigma_ж}{\rho_ж} + 3{,}015 \cdot 10^{-2}\,k\left(a w_{пр}\sqrt{\frac{\rho_п}{\rho_ж - \rho_п}}\right)^{0{,}67}$$

Определяем коэффициент k:

$$k = 1 - \left(\frac{w_{г-к}}{2w_{пр}}\right)^2 = 1 - \left(\frac{4{,}11}{2 \cdot 4{,}22}\right)^2 = 0{,}763$$

и рассчитываем $h_{пр}$ по уравнению (IX. 39):

$$h_{пр} = 4{,}88 \cdot 10^{-2}\,\frac{18{,}9}{1138} + 3{,}015 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}763 \times$$
$$\times \left(2 \cdot 10^{-2} \cdot 4{,}22\sqrt{\frac{4{,}74}{1133{,}26}}\right)^{0{,}67} = 15 \cdot 10^{-4}\ м$$

Следовательно, общая потеря напора на тарелке составляет

$$h_т = 3{,}41 \cdot 10^{-2} + 2 \cdot 10^{-2} + 0{,}15 \cdot 10^{-2} = 5{,}66 \cdot 10^{-2}\ м$$

Определение высоты жидкости над сливным устройством. Из соотношения (IX. 35):

$$H_1 = 2\left(h_п + h_1 + h_2 + h_3 + h_{гор} + h_{пр} - h_в\right)$$

Величиной h_2 пренебрегаем, а h_3 определяем по формуле (IX. 40):

$$h_3 = 0{,}219\left(\frac{L_{об}}{S_{сл}}\right)^2$$

Минимальное сечение сливного устройства (см. рис. IX-7)

$$S_{сл} = 0{,}36 \cdot 0{,}04 = 1{,}44 \cdot 10^{-2}\ м^2$$

Рассчитываем потери напора в сливном устройстве:

$$h_3 = 0{,}219\left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1{,}44 \cdot 10^{-2}}\right)^2 = 1{,}05 \cdot 10^{-3}\ м$$

$$H_1 = 2\left(6 \cdot 10^{-2} + 1{,}41 \cdot 10^{-2}\right) + 1{,}05 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 10^{-2} +$$
$$+ 0{,}15 \cdot 10^{-2} - 4 \cdot 10^{-2} = 0{,}1308\ м$$

Расстояние между тарелками H определяем по условию (IX. 36):

$$H \geqslant (2 - 2{,}5)\,H_1 - h_п;$$
$$H = 2{,}3H_1 - h_п = 2{,}3 \cdot 0{,}1308 - 0{,}06 = 0{,}295\ м$$

Пример IX. 6. Рассчитать ситчатую тарелку колонны для разделения системы метанол — вода, если известно, что расход пара $V = 1{,}45$ *м³/сек*; расход жидкости $L'_{об} = 2{,}14 \cdot 10^{-3}$ *м³/сек*; средняя

плотность жидкости $\rho_ж = 925$ *кг/м³*; средняя плотность пара $\rho_п = 0{,}855$ *кг/м³*; поверхностное натяжение жидкости $\sigma_ж = 40$ *дин/см*.

Выбираем отверстия диаметром $d_0 = 2$ *мм*, расположенные по вершинам равностороннего треугольника со стороной $t = 7{,}2$ *мм*. Рабочую поверхность тарелки $S_т$ принимаем равной 90% площади сечения колонны; этому значению соответствует отношение $b/d_к = 0{,}6$. Выбираем высоту порога сливного устройства $h_п = 25$ *мм*.

Решение. *Определение скорости газа в колонне.*

Минимальную скорость газа в отверстиях тарелки, обеспечивающую нормальную работу, получим из уравнения (IX. 46):

$$w'_0 = 0{,}67 \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_ж}{\rho_п} h_ж}$$

Значение $h_ж$ определяем из соотношения

$$h_ж = h_п + h_1/1{,}3k$$

Находим

$$\frac{L'_{об}}{b^{2,5}} = \frac{2{,}14 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0{,}84^{2,5}} = 11{,}9$$

где $b = 0{,}6 d_к$, причем $d_к = 1{,}4$ *м* (см. ниже).

По рис. IX-5 величине 11,9 соответствует $K = 1{,}02$ в уравнении (IX. 37), тогда

$$h_1 = 2{,}84 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}02 \left(\frac{2{,}14 \cdot 10^{-3} \cdot 3600}{0{,}84}\right)^{2/3} = 1{,}27 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Уровень пены на тарелке (принимая $k = 0{,}5$)

$$h_ж = h_п + h_1/1{,}3k = 2{,}5 \cdot 10^{-2} + 1{,}27 \cdot 10^{-2}/1{,}3 \cdot 0{,}5 = 4{,}5 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Таким образом, для минимальной скорости в отверстии получаем значение

$$w'_0 = 0{,}67 \sqrt{\frac{9{,}81}{1{,}82} \cdot \frac{925}{0{,}855} \, 4{,}5 \cdot 10^{-2}} = 10{,}9 \text{ м/сек}$$

Соответствующую скорость газа в колонне можно найти по уравнению (IX. 47):

$$w' = w'_0 \frac{S_т \varphi}{100 S_к}$$

При принятом размещении отверстий

$$\varphi = 100 \frac{\pi d_0^2}{2\sqrt{3}\, t^2} = 100 \frac{3{,}14 \cdot 2^2}{2\sqrt{3} \cdot 7{,}2^2} = 7\%$$

и

$$w' = 10{,}9 \frac{0{,}9 \cdot 7}{100 \cdot 1} = 0{,}69 \text{ м/сек}$$

Принимаем расстояние между тарелками $H = 0{,}2$ *м* и по рис. IX-6 находим максимально допустимую скорость пара в колонне при

$$\frac{\rho_п}{\rho_ж} = \frac{0{,}855}{925} = 9{,}24 \cdot 10^{-4}$$

Получаем $w_{макс} = 1{,}35 \cdot 0{,}78 = 1{,}05$ *м/сек*. Принимаем рабочую скорость в колонне $w = 0{,}9 w_{макс} = 0{,}9 \cdot 1{,}05 = 0{,}95$ *м/сек*.

При этом соответствующая скорость в отверстиях тарелки будет иметь значение

$$w_0 = w \frac{100 S}{S_т \varphi} = 0{,}95 \frac{100 \cdot 1}{0{,}9 \cdot 7} = 15{,}1 \text{ м/сек}$$

Диаметр колонны составит:

$$d_к = \sqrt{\frac{4V}{3{,}14 w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1{,}45}{3{,}14 \cdot 0{,}95}} = 1{,}4 \text{ м}$$

Определение общей потери напора при прохождении пара через тарелку:

$$h_т = h_с + h_\sigma + h_{ст}$$

Потери напора в сухой тарелке

$$h_с = 1{,}82 \frac{w_0^2 \rho_п}{2 g \rho_ж} = 1{,}82 \frac{14{,}9^2 \cdot 0{,}855}{2 \cdot 9{,}81 \cdot 925} = 1{,}9 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Потери напора на преодоление сил поверхностного натяжения

$$h_\sigma = 2{,}9 \frac{\sigma_ж}{g \rho_ж d_0} = \frac{2{,}9 \cdot 0{,}04}{9{,}81 \cdot 925 \cdot 2 \cdot 10^{-3}} = 6{,}4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Потери напора в слое жидкости, находящейся на тарелке

$$h_{ст} = 1{,}3 k h_п + h_1 = 1{,}3 \cdot 0{,}5 \cdot 2{,}5 \cdot 10^{-2} + 1{,}27 \cdot 10^{-2} = 2{,}90 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Общая потеря напора составит:

$$h_т = 1{,}9 \cdot 10^{-2} + 0{,}64 \cdot 10^{-2} + 2{,}9 \cdot 10^{-2} = 5{,}44 \cdot 10^{-2} \text{ м}$$

Проверка принятого расстояния между тарелками H. Согласно соотношению (IX.45), должно соблюдаться условие $H \geqslant (1{,}8 - 2)\, h_т$.

Принятое значение $H = 0{,}2$, следовательно $0{,}2 > 2 \cdot 5{,}44 \cdot 10^{-2}$.

Значит, принятое расстояние между тарелками достаточно для обеспечения нормальной работы колонны.

ЗАДАЧИ

Задача IX. 1. Определить характеристики насадки из колец Рашига размером $12{,}5 \times 12{,}5 \times 2$ *мм*. Плотность керамического материала $\rho_к = 2200$ *кг/м³*; насыпная плотность насадки $\rho_н = 750$ *кг/м³*.

Задача IX. 2. Определить эквивалентный диаметр насадки из неупорядоченно загруженных колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ *мм* и критерий Рейнольдса для вычисления потери напора по уравнению (IX. 11). Дано: скорость газа $w_ф = 0{,}75$ *м/сек*; плотность газа $\rho = 1{,}265$ *кг/м³* и вязкость газа $\mu = 1{,}74 \cdot 10^{-5}$ *н·сек/м²*.

Задача IX. 3. Определить потери напора в насадке высотой $l = 5{,}3$ *м* из беспорядочно загруженных колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ *мм* в колонне диаметром $d_к = 1180$ *мм*. Через колонну проходит 3000 *м³/ч* газа при средней температуре 23,25° С; плотность газа $\rho = 1{,}265$ *кг/м³*, вязкость газа $\mu = 0{,}0174$ *спз*. При решении использовать уравнение (IX. 11).

Задача IX. 4. В условиях, описанных в предыдущей задаче, определить потери напора в насадке по методу Чилтона и Колбурна.

Задача IX.5. Определить потери напора в абсорбционной колонне с насадкой, орошаемой водой при температуре 18° C (расход абсорбента $L_{об} = 72,6$ *м³/ч*), работающей в условиях, описанных в задаче IX.3.

Задача IX.6. Определить количество жидкости, находящейся в насадке во время работы колонны и после ее остановки; колонна работает при следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 2800$ *м³/ч*; расход жидкости = 2,8 *м³/ч*; средняя температура в колонне $t = 20°$ C; тип насадки — керамические кольца Рашига размером $10 \times 10 \times 2$ *мм*; высота насадки $l = 6$ *м*; плотность керамического материала $\rho_к = 2400$ *кг/м³*; насыпная плотность насадки $\rho_н = 640$ *кг/м³*.

Задача IX.7. Определить потери напора в ситчатой тарелке колонны, работающей при следующих условиях: расход газа $Q_{об} = 3000$ *м³/ч*; расход жидкости $L_{об} = 78,5$ *м³/ч*; диаметр колонны $d_к = 1,2$ *м*; диаметр отверстий $d_0 = 4$ *мм*; отверстия расположены по вершинам равностороннего треугольника со стороной $t = 9,8$ *мм*. Дано: $\rho_г = 1,274$ *кг/м³*; $\sigma_ж = 72,88$ *дин/см*.

ЛИТЕРАТУРА

Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.
Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.
Кафаров В. В., Основы массопередачи, Изд. «Высшая школа», 1962.
Хоблер Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.
Александров И. А., Ректификационные и абсорбционные аппараты, Изд. «Химия», 1965.
Касаткин А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С., Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов, Стандартгиз, 1961.
Колонные аппараты, Каталог ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШа, 1966.
Стабников В. Н., Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов, Изд. «Техніка», 1970.

Глава X

АБСОРБЦИЯ

ОСНОВЫ РАСЧЕТА

Материальный баланс абсорбционной колонны

Материальный баланс по абсорбируемому компоненту A для всей колонны выражается уравнением

$$N_A = G\left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2}\right) = L\left(\frac{x_1}{1-x_1} + \frac{x_2}{1-x_2}\right) \quad (X.1)$$

или

$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2) \quad (X.2)$$

где N_A — количество компонента A, абсорбируемого в колонне, *кмоль/ч*; G — расход инертного (не поглощаемого) компонента, *кмоль/ч*; L — расход абсорбента, *кмоль/ч*; x, y — мольные доли абсорбируемого компонента в жидкости и газе соответственно; X, Y — относительные мольные концентрации.

Индекс 1 относится к низу колонны, 2 — к ее верху.

Минимальный расход абсорбента

При изотермической абсорбции минимальный расход абсорбента $L_{мин}$ определяется из уравнения (X.1) или (X.2) путем подстановки значения конечной концентрации компонента A в жидкости, равновесной его начальной концентрации в газе. Для противоточного процесса из уравнений (X.1) и (X.2) получим

$$L_{мин} = G\frac{\dfrac{y_1}{1-y_1} - \dfrac{y_2}{1-y_2}}{\dfrac{x_1^*}{1-x_1^*} - \dfrac{x_2}{1-x_2}} = \frac{N_A}{\dfrac{x_1^*}{1-x_1^*} - \dfrac{x_2}{1-x_2}} \quad (X.3)$$

и

$$L_{мин} = G\frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{N_A}{X_1^* - X_2} \quad (X.4)$$

Действительный расход абсорбента

$$L = cL_{мин}$$

где c — коэффициент, больший единицы.

Верхний индекс * обозначает равновесную концентрацию.

Уравнение рабочей линии

Уравнение рабочей линии получают из уравнений (X.1) и (X.2). Если концентрации выражены в мольных долях, то рабочая линия — кривая, а если используются относительные мольные концентрации, то рабочая линия — прямая и для ее построения необходимо знать лишь значения концентраций X и Y на входе и на выходе колонны.

Расчет абсорбционных колонн

Насадочные колонны. Если линия равновесия является прямой, поверхность насадки определяется из общего уравнения массопередачи

$$N_A = K_г \Delta Y_{ср} F \quad (X.6)$$

где $K_г$ — коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, *кмоль A · м⁻² · ч⁻¹* (*кмоль A/кмоль* носителя)⁻¹; $\Delta Y_{ср}$ — средняя движущая сила в колонне, *кмоль/кмоль*; F — поверхность насадки, *м²*.

Среднюю движущую силу при этом вычисляют как среднелогарифмическое между величинами движущей силы $(Y - Y^*)$ вверху

и внизу колонны

$$\Delta Y_{ср} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2{,}3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} \qquad (X.7)$$

Если расчет ведется по коэффициенту массоотдачи $k_г$, то

$$N_A = k_г \Delta Y_{ср} F \qquad (X.8)$$

причем средняя движущая сила представляет собой среднелогарифмическое между величинами $(Y - Y_{гр})$ для верха и низа колонны ($Y_{гр}$ — концентрация абсорбируемого компонента у границы раздела газ — жидкость).

Аналогично записывают общее уравнение массопередачи на основе коэффициента массопередачи, отнесенного к жидкой фазе, и уравнение массоотдачи в жидкой фазе.

Величины X и Y представляют собой рабочие концентрации жидкости и газа в произвольном сечении колонны. Их фигуративная точка расположена на рабочей линии (рис. X-1). Величины $X_{гр}$ и $Y_{гр}$ соответствуют точке пересечения линии равновесия с прямой, проведенной из соответствующей точки на рабочей линии под углом, тангенс которого равен

$$-\frac{Y - Y_{гр}}{X_{гр} - X} = -\frac{k_ж}{k_г} \qquad (X.9)$$

где коэффициенты массоотдачи $k_г$ и $k_ж$ выражены в *кмоль* $A \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot$ (*кмоль* A/*кмоль* носителя)$^{-1}$.

Рис. X-1. Определение концентрации в пограничном слое.

Если концентрации выражены в мольных долях, то тангенс угла наклона соответствующих прямых определяется соотношением

$$-\frac{y - y_{гр}}{x_{гр} - x} = -\frac{k_ж}{k_г} \qquad (X.10)$$

где коэффициенты массоотдачи $k_г$ и $k_ж$ выражены в *кмоль* $A \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot$ (мол. доля A)$^{-1}$.

Если линия равновесия не является прямой, применение уравнения (X.6) совместно с (X.7) дает тем бо́льшие погрешности, чем больше отклоняется от прямой равновесная линия. В этом случае и коэффициенты массопередачи уже не являются постоянными (вследствие изменения наклона линии равновесия). Поверхность насадки при этом определяется выражениями

$$F = G \int \frac{(1 + Y^*)(1 + Y)}{K_г (Y - Y^*)} dY \qquad (X.11)$$

или

$$F = L \int \frac{(1 + X^*)(1 + X)}{K_ж (X^* - X)} dX \qquad (X.12)$$

Если концентрации выражены в мольных долях, то лучше пользоваться коэффициентами массоотдачи, так как значения коэффициентов массоотдачи можно считать постоянными или пользоваться их средними значениями. В этом случае выражения (X.11) и (X.12) принимают вид

$$F = \frac{G'}{k_г (1 - y)_{ср}} \int \frac{(1 - y)_{ср}\, dy}{(1 - y)(y - y_{гр})} \qquad (X.13)$$

или

$$F = \frac{L'}{k_ж (1 - x)_{ср}} \int \frac{(1 - x)_{ср}\, dx}{(1 - x)(x_{гр} - x)} \qquad (X.14)$$

верхний штрих означает, что величины представляют собой не расходы инертных носителей, а расходы фаз в целом.

Выражения (X.13) и (X.14) относятся к диффузии через слой инертного носителя, что характерно для процесса абсорбции. При малых концентрациях эти выражения для противоточной эквимолярной диффузии могут быть приведены к виду

$$F = \frac{G}{k_г} \int \frac{dy}{y - y_i} \qquad (X.15)$$

$$F = \frac{L}{k_ж} \int \frac{dx}{x_i - x} \qquad (X.16)$$

Тарельчатые колонны. Если отнести коэффициент массопередачи к единице рабочей площади тарелки*, то можно пользоваться общим уравнением массопередачи (X.6)

$$N_A = K_г \Delta Y_{ср} S_т = K_ж \Delta X_{ср} S_т \qquad (X.6a)$$

где $S_т$ — рабочая площадь тарелки.

Средняя движущая сила $\Delta Y_{ср}$ или $\Delta X_{ср}$ зависит от интенсивности перемешивания фаз, а значит от типа колонны и тарелки и от гидродинамического режима.

Для n-ой тарелки с идеальным перемешиванием фаз средние движущие силы равны:

$$\Delta X_{ср} = X_n^* - X_n \qquad (X.17)$$

$$\Delta Y_{ср} = Y_n - Y_n^* \qquad (X.18)$$

В практических расчетах часто принимают, что жидкая фаза полностью перемешана, а концентрация газовой фазы изменяется по линейному закону. В этом случае средние движущие силы

* В последние годы в СССР и за рубежом проводятся работы по определению поверхности контакта фаз на тарелках для расчета тарельчатых колонн по основному уравнению массопередачи с использованием коэффициентов массопередачи, отнесенных не к площади тарелки, а к действительной межфазной поверхности. (*Прим. ред.*)

определяют по формулам

$$\Delta X_{ср} = \frac{X_{n-1}^* - X_n^*}{2{,}3 \lg \dfrac{X_{n-1}^* - X_n}{X_n^* - X_n}} \qquad (X.19)$$

и

$$\Delta Y_{ср} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{2{,}3 \lg \dfrac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*}} \qquad (X.20)$$

Независимо от метода расчета средней движущей силы число единиц переноса определяют по формулам

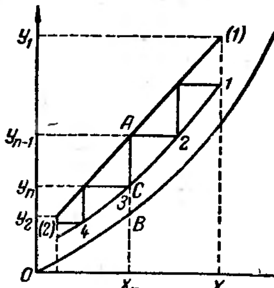


Рис. X-2. Определение действительного числа тарелок при абсорбции.

$$N_г = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{\Delta Y_{ср}} \qquad (X.21)$$

$$N_ж = \frac{X_n - X_{n+1}}{\Delta X_{ср}} \qquad (X.22)$$

Числа единиц переноса, отнесенные к газовой и жидкой фазам, связаны с коэффициентами массопередачи зависимостями

$$N_г = \frac{K_г S_т}{G} \qquad (X.23)$$

$$N_ж = \frac{K_ж S_т}{L} \qquad (X.24)$$

При идеальном (полном) перемешивании жидкой фазы и линейном изменении концентрации газовой фазы на тарелке на основании уравнений (X.20) и (X.21) можно написать

$$N_г = \ln \frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} \qquad (X.25)$$

или

$$e^{N_г} = \frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} \qquad (X.26)$$

Из рис. (X-2) следует, что правую часть уравнения (X.26) можно выразить отношением отрезков

$$\frac{Y_{n-1} - Y_n^*}{Y_n - Y_n^*} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \qquad (X.27)$$

тогда

$$e^{N_г} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \qquad (X.28)$$

Отсюда с учетом уравнения (X.23) получаем

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{\frac{K_г S_т}{G}} \qquad (X.29)$$

Зная значения коэффициента массопередачи, можно с помощью измерения отрезков $\overline{AB}$ между рабочей и равновесной линиями и уравнения (X.29) находить положение точки C в рабочем диапазоне изменения концентраций по высоте колонны. Геометрическое место точек C представляет собой так называемую кинетическую линию. Построение ступенчатой ломаной линии между рабочей и кинетической линиями, аналогичное проведенному на рис. X-2, позволяет определить действительное число тарелок в колонне.

ПРИМЕРЫ

Пример X.1. В насадочной колонне происходит абсорбция CO_2 водой. Начальная концентрация $y_1 = 10$ объемн. %; конечная концентрация $y_2 = 0{,}3$ объемн. %. Начальная концентрация жидкости $c_2 = 25$ *мг/л*. Расход газа 1000 *м³/ч* (при нормальных условиях). Давление 15,5 *ат*, температура 25° С.

Требуется:

1) определить минимальный расход абсорбента; 2) построить рабочую линию при расходе воды, превышающем минимальный в 2 раза; 3) определить среднюю движущую силу вверху и внизу колонны.

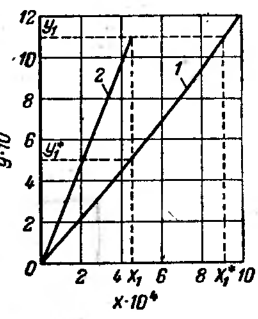


Рис. X-3. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) при абсорбции CO_2 водой (к примеру X-1).

Решение. Для расчета воспользуемся относительными мольными концентрациями.

1) Для определения минимального расхода воды $L_{мин}$ по уравнению (X.4) необходимо знать равновесную концентрацию двуокиси углерода на выходе жидкой фазы из колонны x_1^*.

Линию равновесия можно построить по уравнению (VIII.5).

$$Y^* = \frac{kX}{1 + (1 - k) X}$$

$$k = \frac{H}{p}$$

Константа Генри для водных растворов CO_2 при 25° С $H = 1{,}64 \cdot 10^3$ *атм*, следовательно

$$k = \frac{H}{p} = \frac{1{,}64 \cdot 10^3 \cdot 760}{15{,}5 \cdot 735} = 109{,}41$$

Проводим пересчет концентраций

$$Y_2 = \frac{0{,}003}{1 - 0{,}003} = 0{,}003 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$Y_1 = \frac{0{,}1}{1 - 0{,}1} = 0{,}11 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_2 = \frac{\dfrac{c_2}{M_1}}{\dfrac{\rho_2}{M_2}} = \frac{0{,}025 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1{,}025 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/кмоль}$$

Концентрации Y^* и X, вычисленные по уравнению (VIII.5), имеют следующие значения:

X . . .	$1{,}025 \cdot 10^{-5}$	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$	$4 \cdot 10^{-4}$	$6 \cdot 10^{-4}$	$8 \cdot 10^{-4}$	$1 \cdot 10^{-3}$
Y^* . . .	$1{,}12 \cdot 10^{-3}$	$1{,}11 \cdot 10^{-2}$	$2{,}24 \cdot 10^{-2}$	$4{,}57 \cdot 10^{-2}$	$7 \cdot 10^{-2}$	$9{,}6 \cdot 10^{-2}$	$1{,}23 \cdot 10^{-2}$

По этим данным строим линию равновесия (рис. X-3). При $Y_1 = 0{,}11$ $X_1^* = 9{,}06 \cdot 10^{-4}$.

Подставив это значение в уравнение (X.4), получим минимальный расход воды

$$L_{мин} = \frac{G(Y_1 - Y_2)}{X_1^* - X_2} = \frac{1000\,(0{,}11 - 0{,}003)}{22{,}4\,(0{,}000906 - 0{,}00001025)} =$$

$$= 44{,}6\,\frac{0{,}107}{0{,}00089574} = 5328 \text{ кмоль/ч}$$

2) Для построения рабочей линии определяем действительный расход абсорбента

$$L = 2L_{мин} = 2 \cdot 5328 = 10\,656 \text{ кмоль/ч}$$

Находим концентрацию X_1 CO_2 в воде на выходе из колонны по уравнению (X.2), преобразованному к виду

$$X_1 = \frac{G(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2 = \frac{44{,}6 \cdot 0{,}107}{10656} + 0{,}00001025 = 0{,}0004581 \text{ кмоль/кмоль}$$

Рабочая линия представляет собой прямую, проходящую через точки

$$X_1 = 4{,}581 \cdot 10^{-4}; \quad Y_1 = 0{,}11$$

$$X_2 = 1{,}025 \cdot 10^{-5}; \quad Y_2 = 0{,}003$$

3) Определяем среднюю движущую силу. Линию равновесия можно считать прямой; поэтому находим среднюю движущую силу по уравнению (X.7).

Для газовой фазы:

внизу колонны

$$Y_1 = 0{,}11; \qquad Y_1^* = 0{,}05$$

$$Y_1 - Y_1^* = 0{,}11 - 0{,}05 = 0{,}06$$

вверху колонны

$$Y_2 = 0{,}003; \qquad Y_2^* = 0{,}00112$$

$$Y_2 - Y_2^* = 0{,}003 - 0{,}00112 = 0{,}00188$$

средняя движущая сила

$$\Delta Y_{ср} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2{,}3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{0{,}06 - 0{,}00188}{2{,}3 \lg \frac{0{,}06}{0{,}00188}} = 0{,}0168 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы:

внизу колонны

$$X_1 = 0{,}0004581; \qquad X_1^* = 0{,}000906$$

$$X_1^* - X_1 = 0{,}0004479$$

вверху колонны

$$X_2 = 0{,}00001025 \qquad X_2^* = 0{,}00003025$$

$$X_2^* - X_2 = 0{,}00002$$

средняя движущая сила

$$\Delta X_{ср} = \frac{0{,}0004479 - 0{,}00002}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0004479}{0{,}00002}} = 0{,}000138 \text{ кмоль/кмоль}$$

Пример X. 2. Определить высоту насадки в колонне для абсорбции двуокиси углерода водой при следующих условиях: среднее давление $p = 15{,}5$ *ат*; средняя температура $t = 25°$ C; расход газа (при нормальных условиях): на входе $V_1 = 4430$ *м³/ч*; на выходе $V_2 = 2965$ *м³/ч*; содержание CO_2 в газе: на входе $y_1 = 0{,}297$; на выходе $y_2 = 0{,}009$; концентрация CO_2 в абсорбенте: на входе $c_2 = 0{,}025$ *кг/м³*; на выходе $c_1 = 4{,}250$ *кг/м³*; диаметр колонны $d_к = 2150$ *мм*; тип насадки — кольца Рашига $75 \times 75 \times 10$ *мм*, загруженные внавал.

Коэффициенты массоотдачи: внизу колонны $k_{г,1} = 0{,}537$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·(кмоль/кмоль)⁻¹*; вверху колонны $k_{г,2} = 0{,}281$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·(кмоль/моль)⁻¹*; для всей колонны $k_ж = 83{,}5$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·(кмоль/кмоль)⁻¹*.

Решение. *Составление материального баланса колонны.*

1) Определение расхода G инертного газа.

На входе в колонну

$$G_1 = \frac{V_1 - V_1 y_1}{22{,}4} = \frac{4430 - 4430 \cdot 0{,}297}{22{,}4} = 139 \text{ кмоль/ч}$$

На выходе из колонны

$$G_2 = \frac{V_2 - V_2 y_2}{22{,}4} = \frac{2965 - 2965 \cdot 0{,}009}{22{,}4} = 131{,}2 \text{ кмоль/ч}$$

Расход инертного газа не остается постоянным, так как в колонне, кроме CO_2, абсорбируются и другие компоненты газовой смеси. Однако с достаточной степенью точности в расчете можно использовать среднее значение расхода инертного газа

$$G = \frac{G_1 + G_2}{2} = \frac{139 + 131{,}2}{2} = 135{,}1 \text{ кмоль/ч}$$

2) Пересчет концентраций. Так как в расчетах используется среднее значение расхода инертного газа, то относительные мольные концентрации в газовой фазе составляют

$$Y_1 = \frac{V_1 y_1}{22{,}4} \cdot \frac{1}{G} = \frac{4430 \cdot 0{,}297}{22{,}4 \cdot 135{,}1} = 0{,}435 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$Y_2 = \frac{V_2 y_2}{22{,}4} \cdot \frac{1}{G} = \frac{2965 \cdot 0{,}009}{22{,}4 \cdot 135{,}1} = 0{,}00885 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы (воды) пересчет проводим с помощью выражения

$$X = \frac{c \cdot 18}{44 \cdot 997}$$

где 997 — плотность воды при 25° C, *кг/м³*

$$X_1 = \frac{4{,}250 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1{,}74 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_2 = \frac{0{,}025 \cdot 18}{44 \cdot 997} = 1{,}025 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/кмоль}$$

3) Определение расхода абсорбента. По уравнению (X.2)

$$G(Y_1 - Y_2) = L(X_1 - X_2)$$

$$L = 135\,\frac{0{,}435 - 0{,}00885}{174 \cdot 10^{-5} - 1{,}025 \cdot 10^{-5}} = 33\,259 \text{ кмоль/ч}$$

4) Определение количества абсорбированного CO_2

$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = 135\,(0{,}435 - 0{,}00885) = 57{,}5 \text{ кмоль/ч}$$

Построение кривой равновесия и рабочей линии. Необходимые данные частично получены в примере X.1. Распространяем их на бо́льшие концентрации и наносим равновесную линию на график рис. X-4.

Рабочей линией будет прямая, проходящая через точки

$$X_1 = 1{,}74 \cdot 10^{-3}; \qquad Y_1 = 0{,}435$$

$$X_2 = 1{,}025 \cdot 10^{-5}; \qquad Y_2 = 0{,}00885$$

Рис. X-4. Линия равновесия (*1*) и рабочая линия (*2*) при абсорбции CO_2 водой (к примеру X-2).

Определение высоты слоя насадки. Принимаем, что линия равновесия является прямой. В этом случае можно пользоваться уравнением (X.6)

$$N_A = K_г \Delta Y_{ср} S = K_ж \Delta X_{ср} S$$

Здесь $K_г$ и $K_ж$ — значения коэффициентов массопередачи, усредненные между низом и верхом колонны.

1) Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, находим по формуле аддитивности

$$K_г = \frac{1}{\frac{1}{k_г} + \frac{m}{k_ж}} \qquad m = \frac{Y^*}{X}$$

Внизу колонны

$$m_1 = \frac{Y_1^*}{X_1} = \frac{0{,}2325}{1{,}74 \cdot 10^{-3}} = 133{,}6$$

$$K_{г,1} = \frac{1}{\frac{1}{k_{г,1}} + \frac{m_1}{k_ж}} = \frac{1}{\frac{1}{0{,}537} + \frac{133{,}6}{83{,}5}} = 0{,}289 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

Вверху колонны

$$m_2 = \frac{Y_2^*}{X_2} = \frac{1{,}12 \cdot 10^{-3}}{1{,}025 \cdot 10^{-5}} = 109{,}3$$

$$K_{г,2} = \frac{1}{\frac{1}{k_{г,2}} + \frac{m_2}{K_ж}} = \frac{1}{\frac{1}{0{,}281} + \frac{109{,}3}{83{,}5}} = 0{,}205 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

$$K_г = \frac{K_{г,1} + K_{г,2}}{2} = \frac{0{,}289 + 0{,}207}{2} = 0{,}248 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

2) Коэффициент массопередачи, отнесенный к жидкой фазе

$$K_ж = \frac{1}{\frac{1}{mk_г} + \frac{1}{k_ж}} \qquad m = \frac{Y}{X^*}$$

Внизу колонны

$$m_1 = \frac{Y_1}{X_1^*} = \frac{0{,}435}{2{,}8 \cdot 10^{-3}} = 155{,}4$$

$$K_{ж,1} = \frac{1}{\frac{1}{155{,}4 \cdot 0{,}537} + \frac{1}{83{,}5}} = 41{,}7 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

Вверху колонны

$$m_2 = \frac{Y_2}{X_2^*} = \frac{0{,}00885}{7{,}9 \cdot 10^{-5}} = 112$$

$$K_{ж,2} = \frac{1}{\frac{1}{112 \cdot 0{,}281} + \frac{1}{83{,}5}} = 22{,}85 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

$$K_ж = \frac{K_{ж,1} + K_{ж,2}}{2} = \frac{41{,}7 + 22{,}85}{2} = 32{,}28 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

3) Определение средней движущей силы.

Для газовой фазы:

внизу колонны

$$Y_1 = 0{,}435; \qquad Y_1^* = 0{,}2325$$

$$Y_1 - Y_2^* = 0{,}2025$$

вверху колонны

$$Y_2 = 0{,}00885; \qquad Y_2^* = 0{,}00112$$

$$Y_2 - Y_2^* = 0{,}00773$$

средняя движущая сила

$$\Delta Y_{ср} = \frac{(Y_1 - Y_1^*) - (Y_2 - Y_2^*)}{2{,}3 \lg \frac{Y_1 - Y_1^*}{Y_2 - Y_2^*}} = \frac{0{,}2025 - 0{,}00773}{2{,}3 \lg \frac{0{,}2025}{0{,}00773}} = 0{,}0598 \text{ кмоль/кмоль}$$

Для жидкой фазы:

внизу колонны

$$X_1 = 1{,}74 \cdot 10^{-3}; \qquad X_1^* = 2{,}8 \cdot 10^{-3}$$

$$X_1 - X_1^* = 1{,}06 \cdot 10^{-3}$$

вверху колонны

$$X_2 = 1{,}026 \cdot 10^{-5}; \qquad X_2^* = 6{,}9 \cdot 10^{-5}$$

$$X_2 - X_2^* = 5{,}875 \cdot 10^{-5}$$

средняя движущая сила

$$\Delta X_{ср} = \frac{(X_1^* - X_1) - (X_2^* - X_2)}{2{,}3 \lg \frac{X_1^* - X_1}{X_2^* - X_2}} = \frac{1{,}06 \cdot 10^{-3} - 5{,}875 \cdot 10^{-5}}{2{,}3 \lg \frac{1{,}06 \cdot 10^{-3}}{5{,}875 \cdot 10^{-5}}} = 3{,}47 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/кмоль}$$

4) Определение поверхности насадки. Рассчитываем ее по коэффициентам массопередачи

$$F_г = \frac{N_A}{K_г\,\Delta Y_{ср}} = \frac{57{,}5}{0{,}248 \cdot 0{,}0598} = 3877\ м^2$$

$$F_ж = \frac{N_A}{K_ж\,\Delta X_{ср}} = \frac{57{,}5}{32{,}28 \cdot 3{,}47 \cdot 10^{-4}} = 5133\ м^2$$

Полученные значения F резко различаются между собой. Причиной этого является неправомерность принятия допущения о линейности равновесной кривой. Это допущение приводит к занижению средней движущей силы, отнесенной к жидкой фазе (см. рис. X-4), и, следовательно, к завышению поверхности насадки; для газовой фазы это допущение приводит к занижению поверхности насадки. Однако для расчетов следует все же предпочесть коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, так как в этом случае используется меньший отрезок линии равновесия, что приводит к уменьшению погрешности.

5) Определение высоты слоя насадки

$$H = \frac{F}{S_к \sigma}$$

Для насадки из колец $75 \times 75 \times 10$ *мм* $\sigma = 65{,}5$ $м^2/м^3$ (см. табл. IX-1)

$$H_г = \frac{3877 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 2{,}15^2 \cdot 65{,}5} = 16{,}3\ м$$

$$H_ж = \frac{5133 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 2{,}15^2 \cdot 65{,}5} = 21.6\ м$$

Значительно более точные результаты могут быть получены, если разделить колонну на несколько зон и проводить расчеты для каждой зоны в отдельности, принимая, что количество абсорбированного вещества в каждой из зон одинаково, а равновесная линия для каждой зоны — прямая.

Разделим колонну на четыре зоны.

Изменение концентрации в жидкой фазе для каждой зоны составит

$$X = \frac{X_2 - X_1}{4} = \frac{174 \cdot 10^{-5} - 1{,}025 \cdot 10^{-5}}{4} = 43{,}25 \cdot 10^{-5}\ кмоль/кмоль$$

На рис. X-3 зафиксированы концентрации, соответствующие каждой зоне. Коэффициенты массоотдачи для каждой зоны: $k_{г,1} = 0{,}537$; $k_{г,2} = 0{,}281$; $k_{г,3} = 0{,}482$; $k_{г,4} = 0{,}42$; $k_{г,5} = 0{,}357$.

Результаты расчета приведены в табл. X-1.

Таблица X-1. **К расчету абсорбционной насадочной колонны по зонам**

Зона	Концентрация в жидкой фазе		Концентрация в газовой фазе		Коэффициент массопередачи		Средняя движущая сила	
	$X \cdot 10^5$	$X^* \cdot 10^5$	Y	Y^*	$K_г$	$K_ж$	$\Delta Y_{ср}$	$\Delta X_{ср} \cdot 10^5$
1	1,025	7,9	0,00885	0,00112	0,222	25,43	0,0257	21,9
	44,275	95,0	0,112	0,052				
2	44,275	95,0	0,112	0,052	0,250	30,74	0,0842	63,2
	87,525	165,0	0,220	0,106				
3	87,525	165,0	0,220	0,106	0,269	36,21	0,135	81,5
	130,775	216,3	0,325	0,167				
4	130,775	216,3	0,325	0,167	0,285	40,21	0,179	97,3
	174,025	280,0	0,435	0,2325				

Поверхность насадки определяем из выражения

$$F = \frac{N_A}{4} \sum \frac{1}{K_{г,i}\,\Delta Y_{ср}} = \frac{N_A}{4} \sum \frac{1}{K_{ж,i}\,\Delta X_{ср}}$$

$$F_г = \frac{57{,}5}{4}\left(\frac{1}{0{,}222 \cdot 0{,}0257} + \frac{1}{0{,}250 \cdot 0{,}0842} + \frac{1}{0{,}269 \cdot 0{,}135} + \frac{1}{0{,}283 \cdot 0{,}179}\right) = 3879\ м^2$$

$$F_ж = \frac{57{,}5}{4}\left(\frac{1}{25{,}43 \cdot 21{,}9 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{30{,}74 \cdot 63{,}2 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{36{,}21 \cdot 81{,}5 \cdot 10^{-5}} + \frac{1}{40{,}21 \cdot 97{,}3 \cdot 10^{-5}}\right) = 4177\ м^2$$

Полученные этим способом значения поверхности F насадки намного ближе друг к другу. Кроме того, следует отметить, что величина поверхности, найденная по коэффициенту массопередачи $K_г$, отнесенному к газовой фазе, мало отличается от первоначального значения, полученного при более грубом расчете.

Высота слоя насадки

$$H_г = \frac{3879 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 2{,}15^2 \cdot 65{,}5} = 16{,}3\ м$$

$$H_ж = \frac{4177 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 2{,}15^2 \cdot 65{,}5} = 17{,}6\ м$$

Принимаем среднее значение $H = 17$ *м*.

Пример X. 3. Определить высоту насадки в колонне для десорбции аммиака из водного раствора воздухом. Колонна работает в следующих условиях: расход раствора аммиака $L_2 = 1069{,}90$ *кмоль/ч*; концентрация аммиака в растворе: на входе $c_2 = 0{,}0698$ *кг/кг*; на выходе $c_1 = 0{,}0186$ *кг/кг*; расход воздуха $G = 530$ *кмоль/ч*; концентрация аммиака в выходящем из колонны воздухе $y_2 = 0{,}1$; средняя температура $t = 40°\,C$; диаметр колонны $d_к = 2200$ *мм*; тип насадки: кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$ *мм*, загруженные внавал. Коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, $K_г = 0{,}7$ $кмоль \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (кмоль/кмоль)^{-1}$. Для построения линии равновесия имеются следующие экспериментальные данные:

X	0,0201	0,0498	0,0795
Y^*	0,0388	0,1044	0,1875

Решение. *Составление материального баланса.*

1) Пересчет концентраций

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0{,}1}{1 - 0{,}1} = 0{,}111; \quad Y_1 = 0$$

$$X_2 = \frac{c_2}{1 - c_2} \cdot \frac{M_2}{M_1} = \frac{0{,}0698}{1 - 0{,}0698} \cdot \frac{18}{17} = 0{,}0795$$

$$X_1 = \frac{c_1}{1 - c_1} \cdot \frac{M_2}{M_1} = \frac{0{,}0186}{1 - 0{,}0186} \cdot \frac{18}{17} = 0{,}0201$$

2) Определение количества аммиака, десорбируемого воздухом

$$N_A = G\,(Y_2 - Y_1) = 530 \cdot 0{,}111 = 58{,}8\ кмоль/ч$$

Построение линии равновесия и рабочей линии. Линию равновесия строим, исходя из имеющихся экспериментальных данных (рис. X-5). Рабочая линия, также приведенная на рис. X-5, проходит через точки

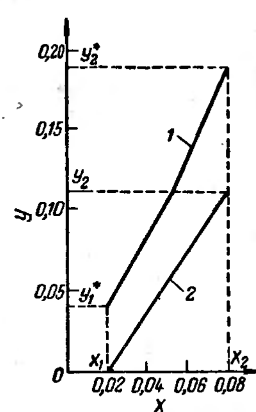


Рис. X-5. Линия равновесия (*1*) и рабочая линия (*2*) при десорбции аммиака (к примеру X-3).

$$X_1 = 0{,}0201;\ Y_1 = 0;\ X_2 = 0{,}0795;\ Y_2 = 0{,}111$$

Так как в колоние происходит десорбция (концентрация газовой фазы меньше равиовесной), рабочая линия расположена ниже линии равиовесия.

Определение средней движущей силы. Учитывая, что мы имеем дело с процессом десорбции, получаем: внизу колонны

$$Y_1^* = 0{,}0388; \qquad Y_1 = 0; \qquad Y_1^* - Y_1 = 0{,}0388$$

вверху колонны

$$Y_2^* = 0{,}1875; \qquad Y_2 = 0{,}111; \qquad Y_2^* - Y_2 = 0{,}0765$$

По уравнению (X.7) получаем

$$\Delta Y_{ср} = \frac{(Y_2^* - Y_2) - (Y_1^* - Y_1)}{2{,}3 \lg \dfrac{Y_2^* - Y_2}{Y_1^* - Y_1}} = \frac{0{,}0765 - 0{,}0388}{2{,}3 \lg \dfrac{0{,}0765}{0{,}0388}} =$$

$$= 0{,}0555 \ кмоль/кмоль$$

Определение высоты слоя насадки. Из общего уравнения массопередачи (X.6) определяем поверхность насадки

$$F = \frac{N_A}{K_г \Delta Y_{ср}} = \frac{58{,}8}{0{,}7 \cdot 0{,}0555} = 1520 \ м^2$$

Высоту насадки определяем по формуле

$$H = \frac{F}{S_к \sigma}$$

Для насадки указанного типа, в соответствии с табл. IX-1, $\sigma = 95 \ м^2/м^3$. Площадь сечения колонны

$$S_к = \frac{\pi d_к^2}{4} = \frac{3{,}14 \cdot 2{,}2^2}{4} = 3{,}8 \ м^2$$

$$H = \frac{1520}{3{,}8 \cdot 95} = 4{,}22 \ м$$

Принимаем высоту $H = 4{,}5$ *м*.

Пример X.4. В колонне с насадкой из колец Рашига происходит водная абсорбция двуокиси серы из ее смеси с воздухом. Колонна работает при следующих условиях: расход газа $V = 3000 \ м^3/ч$; концентрация SO_2 в газе: на входе $y_1 = 0{,}04$; на выходе $y_2 = 0{,}005$; концентрация SO_2 в растворе на входе в колонну $x_2 = 0$; расход абсорбента $L = 1{,}16 \cdot L_{мин}$; средняя температура в колонне $t = 20°$ С; диаметр колонны $d_к = 1{,}26$ *м*.

Определить концентрации SO_2 на поверхности раздела в газовой и жидкой фазах по длине колонны. Даны коэффициенты массоотдачи

вычисленные в примере VIII.20: $k_г = 31{,}3 \ м/ч$ и $k_ж = 0{,}438 \ м/ч$; для построения линии равновесия использовать следующие величины, полученные на основе экспериментальных данных при $t = 20°$ С:

x	$5{,}63 \cdot 10^{-5}$	$1{,}405 \cdot 10^{-4}$	$2{,}80 \cdot 10^{-4}$	$4{,}21 \cdot 10^{-4}$	$5{,}62 \cdot 10^{-4}$	$8{,}43 \cdot 10^{-4}$	$1{,}405 \cdot 10^{-3}$
y^*	$6{,}60 \cdot 10^{-4}$	$1{,}580 \cdot 10^{-3}$	$4{,}21 \cdot 10^{-3}$	$7{,}63 \cdot 10^{-3}$	$1{,}120 \cdot 10^{-2}$	$1{,}855 \cdot 10^{-2}$	$3{,}42 \cdot 10^{-2}$

Решение. *Составление материального баланса.*

1) Определение расхода инертного газа

$$G = \frac{V(1 - y_1)\,273}{22{,}4\,(273 + t)} = \frac{3000\,(1 - 0{,}04)\,273}{22{,}4 \cdot 293} = 120 \ кмоль/ч$$

2) Определение количества SO_2, абсорбируемого в колонне

$$N_A = G\left(\frac{y_1}{1 - y_1} - \frac{y_2}{1 - y_2}\right) = 120\left(\frac{0{,}04}{1 - 0{,}04} - \frac{0{,}005}{1 - 0{,}005}\right) = 4{,}4 \ кмоль/ч$$

3) Определение минимального расхода абсорбирующей воды по уравнению (X.4)

$$L_{мин} = \frac{N_A}{\dfrac{x_1^*}{1 - x_1^*} - \dfrac{x_2}{1 - x_2}}$$

где x_1^* — равновесная концентрация SO_2 в жидкой фазе, соответствующая концентрации y_1 в газовой фазе. Для определения x_1^* необходимо построить линию равновесия. Из рис. X-6 получаем $x_1^* = 0{,}00162$. Подставив эту величину в предыдущее уравнение, получим

$$L_{мин} = \frac{4{,}4}{\dfrac{0{,}00162}{1 - 0{,}00162} - 0} = 2710 \ кмоль/ч$$

4) Определение действительного расхода воды

$$L = 1{,}16 L_{мин} = 1{,}16 \cdot 2710 = 3140 \ кмоль/ч$$

5) Конечная концентрация SO_2 в растворе

$$L(x_1 - x_2) = N_A$$

Так как $x_2 = 0$, то

$$x_1 = \frac{N_A}{L} = \frac{4{,}4}{3140} = 0{,}001405$$

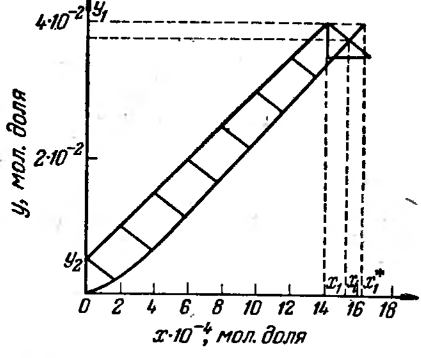


Рис. X-6. Определение концентраций в пограничном слое при абсорбции SO_2 водой (к примеру X-4).

Построение рабочей линии. Из уравнения материального баланса

$$G\left(\frac{y_1}{1 - y_1} - \frac{y}{1 - y}\right) = L\left(\frac{x_1}{1 - x_1} - \frac{x}{1 - x}\right)$$

$$120\left(\frac{0{,}04}{1 - 0{,}04} - \frac{y}{1 - y}\right) = 3140\left(\frac{0{,}001405}{1 - 0{,}001405} - \frac{x}{1 - x}\right)$$

Отбрасывая в знаменателе величину x, пренебрежимо малую по сравнению с 1, получим уравнение рабочей линии

$$x = 0{,}0382\frac{y}{1-y} - 0{,}000185$$

Давая переменной y различные значения, находим соответствующие значения x:

y	0,04	0,03	0,025	0,02	0,015	0,010	0,005
x	0,001405	0,000996	0,000795	0,000595	0,000397	0,000201	~0

Рабочая линия, проведенная на рис. X-6, является кривой.

Определение концентраций SO_2 *на поверхности раздела фаз.* Для любой точки рабочей линии с координатами x и y значения концентраций на поверхности раздела находятся на пересечении линии равновесия с прямой, выходящей из этой точки и имеющей тангенс угла наклона

$$-\frac{y - y_{\text{гр}}}{x_{\text{гр}} - x} = -\frac{k_{\text{ж}}}{k_{\text{г}}}$$

Так как концентрации выражены в мольных долях, то и коэффициенты массоотдачи необходимо пересчитать в соответствующие единицы:

$$k_{\text{г}} = \frac{31{,}3T_0}{22{,}4T} = \frac{31{,}3 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 293} = 1{,}3\ \text{кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot \Delta y^{-1}$$

$$k_{\text{ж}} = \frac{\rho_B}{M_B} \cdot 0{,}438 = \frac{998}{18} \cdot 0{,}438 = 24{,}3\ \text{кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot \Delta y^{-1}$$

Угловой коэффициент соответствующих прямых:

$$m = -\frac{k_{\text{ж}}}{k_{\text{г}}} = -\frac{24{,}3}{1{,}3} = -18{,}7$$

На рис. X-5 из различных точек рабочей линии проводим прямые с угловым коэффициентом $m = -18{,}7$; на пересечении этих прямых с линией равновесия получаем соответствующие значения концентраций SO_2 на поверхности раздела фаз. Эти значения приведены в табл. X-2.

Таблица X-2. **Концентрации SO_2 по длине насадочной колонны**

В колонне		На поверхности раздела фаз		В колонне		На поверхности раздела фаз	
$x \cdot 10^3$	$y \cdot 10^2$	$x_{\text{гр}} \cdot 10^3$	$y_{\text{гр}} \cdot 10^2$	$x \cdot 10^3$	$y \cdot 10^2$	$x_{\text{гр}} \cdot 10^3$	$y_{\text{гр}} \cdot 10^2$
1,405	4,0	1,54	3,76	0,595	2,0	0,77	1,67
1,2	3,5	1,34	3,24	0,397	1,5	0,59	1,16
0,996	3,0	1,15	2,71	0,201	1	0,38	0,665
0,795	2,5	0,96	2,19	0	0,5	0,16	0,19

Пример X. 5. По исходным данным и результатам расчета примера X.4 определить необходимую поверхность и высоту слоя насадки в колонне.

Решение. Так как равновесная и рабочая линии являются кривыми, воспользуемся уравнением (X.13)

$$F = \frac{G'}{k_{\text{г}}(1-y)_{\text{ср}}} \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{\text{ср}}\, dy}{(1-y)(1-y_{\text{гр}})}$$

Интеграл можно вычислить либо графически, либо с помощью формулы Симпсона.

Проводим графическое интегрирование путем планиметрирования площади под кривой на графике зависимости отношения $\frac{(1-y)_{\text{ср}}}{(1-y)(y-y_{\text{гр}})}$ от y (рис. X-7), который построен по данным табл. X-3, полученным на основе результатов расчета предыдущего примера.

Планиметрирование площади под кривой в пределах между $y_1 = 0{,}04$ и $y_2 = 0{,}005$ дает

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_{\text{ср}}\, dy}{(1-y)(y-y_{\text{гр}})} = 11{,}60$$

Рис. X-7. Графическое интегрирование при решении примера X-5.

Воспользуемся формулой Симпсона

$$\int_a^b f(x)\,dx = \frac{b-a}{6n}\{f(a) + f(b) + 2[f(x_1) + f(x_2) + \ldots + f(x_{n-1})] + 4[f(x_{1/2}) + f(x_{3/2}) + \ldots + f(x_{n-1/2})]\}$$

Разделив интервал интегрирования на три интервала, т. е. полагая $n = 3$, получим следующие значения

$a = 0{,}005$;	$f(a) = 323$
$b = 0{,}04$;	$f(b) = 416$
$y_1 = 0{,}0166$;	$f(y_1) = 298$
$y_2 = 0{,}02832$;	$f(y_2) = 340$
$y_{1/2} = 0{,}01083$;	$f(y_{1/2}) = 297$
$y_{3/2} = 0{,}0225$;	$f(y_{3/2}) = 313$
$y_{5/2} = 0{,}03425$;	$f(y_{5/2}) = 372$

Таблица X-3. **К определению поверхности насадки методом графического интегрирования**

y	$y_{\text{гр}}$	$1-y$	$1-y_{\text{гр}}$	$(1-y)_{\text{ср}}$	$y-y_{\text{гр}}$	$\frac{(1-y)_{\text{ср}}}{(1-y)(y-y_{\text{гр}})}$
0,04	0,0376	0,96	0,9624	0,9612	0,0024	416
0,035	0,0324	0,965	0,9676	0,9663	0,0026	384
0,03	0,0271	0,97	0,9729	0,9714	0,0029	345
0,025	0,0219	0,975	0,9781	0,9765	0,0031	323
0,02	0,0167	0,98	0,9833	0,9816	0,0033	303
0,015	0,0116	0,985	0,9884	0,9867	0,0034	294
0,01	0,00665	0,99	0,99335	0,9917	0,00335	298
0,005	0,0019	0,995	0,9981	0,9965	0,0031	323

Подставляем эти значения в формулу Симпсона

$$\int_{0,04}^{0,005} \frac{(1-y)_{ср}\,dy}{(1-y)\,(y-y_{гр})} = \frac{0,04-0,005}{6\cdot 3}\,[(322+416)+2\,(298+340)+4\,(297+313+372)] =$$

$$= \frac{0,035\cdot 5942}{18} = 11,6$$

Таким образом, оба метода дают идентичные результаты.
Поверхность насадки

$$F = \frac{G'}{k_г\,(1-y)_{ср}} = 11,60$$

Средний расход газа в колонне G' находим, усредняя расходы газа на входе и выходе из колонны

$$G'_1 = \frac{3000\cdot 273}{22,4\cdot 293} = 125 \text{ кмоль/ч}$$

$$G'_2 = G'_1 - N_A = 125 - 4,4 = 120,6 \text{ кмоль/ч}$$

$$G' = \frac{125+120,6}{2} = 122,8 \text{ кмоль/ч}$$

Усредняем также значения $(1-y)$ для входа и выхода из колонны.
Из табл. X-3 получаем значения

$$(1-y)_{ср,\,1} = 0,9612$$

$$(1-y)_{ср,\,2} = 0,9965$$

$$(1-y)_{ср} = \frac{0,9612+0,9965}{2} = 0,9789$$

Следовательно

$$F = \frac{122,8}{1,3\cdot 0,9789}\cdot 11,60 = 1118 \text{ м}^2$$

Высота насадки

$$H = \frac{F}{S_к\sigma}$$

При диаметре колонны $d_к = 1,26$ *м* $S_к = 1,25$ *м²*, а удельная поверхность рассматриваемой насадки $\sigma = 95$ *м²/м³*. Отсюда

$$H = \frac{1118}{1,25\cdot 98} = 9,4 \text{ м}$$

Пример X.6. Рассчитать насадочную колонну для абсорбции двуокиси серы из смеси с воздухом. Расход очищаемого газа при 20° С составляет 3000 *м³/ч*, а концентрация SO_2 — 4 объемн.%. Абсорбцию проводят при атмосферном давлении водой. Средняя температура в колонне равна 20° С. На выходе из колонны газ содержит 0,5 объемн.% SO_2. Расход абсорбента в 1,16 раз больше минимального. Влажностью газа пренебречь.

Решение. Этот пример в значительной степени уже решен по частям в ряде предыдущих примеров, посвященных диффузионным процессам. Обобщим теперь выполненные расчеты, дополнив их решением остальных вопросов.

Выбор типа насадки. Выбираем насадку из беспорядочно загруженных колец Рашига. Так как газ поступает в колонну под атмосферным давлением, то во избежание больших потерь напора выбираем кольца крупных размеров, которые к тому же проще в изготовлении. Размер насадки 50 × 50 × 5 *мм*.

Диаметр колонны. Принимаем диаметр колонны 1260 *мм*. Определив скорость газа в колонне, получим

$$w = \frac{3000}{3600}\cdot\frac{4}{3,14\cdot 1,26^2} = 0,666 \text{ м/сек}$$

Составление материального баланса. Материальный баланс был составлен в примере X.4. Получены следующие значения:

$$G = 120 \text{ кмоль/ч}; \quad L = 3140 \text{ кмоль/ч} = 56,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$N_A = 4,4 \text{ кмоль/ч}; \quad y_1 = 0,04; \quad y_2 = 0,005$$

$$x_1 = 0,001405; \quad x_2 = 0$$

или

$$Y_1 = 0,04166 \text{ кмоль/кмоль}; \quad Y_2 = 0,005025 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$X_1 = 0,00141 \text{ кмоль/кмоль}; \quad X_2 = 0$$

Проверка колонны на захлебывание выполнена различными методами в примере IX.4. Было установлено, что режим работы колонны не выходит из допустимых пределов.

Определение коэффициентов массоотдачи. Коэффициенты массоотдачи были определены различными методами в примере VIII. 20. Для расчета колонны воспользуемся следующими значениями:

$$k_г = 31,3 \text{ м/ч } [\text{кмоль}\cdot\text{м}^{-2}\cdot\text{ч}^{-1}\cdot(\text{кмоль/м}^3)^{-1}]$$

и

$$k_ж = 0,439 \text{ м/ч } [\text{кмоль}\cdot\text{м}^{-2}\cdot\text{ч}^{-1}\cdot(\text{кмоль/м}^3)^{-1}]$$

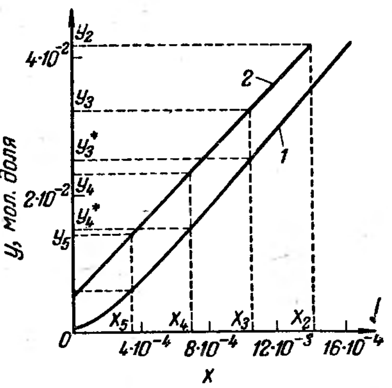


Рис. X-8. Линия равновесия (1) и рабочая линия (2) (к примеру X-6).

Определение поверхности и высоты насадки. Поверхность и высота слоя насадки были определены в примере X. 5 на основании коэффициентов массоотдачи. Теперь проведем расчет, используя коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе.

1) Построение линии равновесия и рабочей линии в координатах X, Y. В примере X. 4 были приведены равновесные концентрации, выраженные в мольных долях. Пересчитаем их в относительные мольные концентрации:

$X\cdot 10^3$	0,0563	0,1407	0,281	0,422	0,564	0,846	1,41
$Y^*\cdot 10^2$	0,0663	0,1585	0,422	0,767	1,132	1,885	3,55

Рабочая линия является прямой и проходит через точки

$$X_1 = 0,00141; \quad Y_1 = 0,04166; \quad X_2 = 0; \quad Y_2 = 0,005025$$

Равновесная и рабочая линии показаны на рис. X-8.

2) Определение коэффициента массопередачи, отнесенного к газовой фазе. Коэффициенты массопередачи в верхнем и нижнем сечениях колонны были найдены в примере VIII. 24: $K_{г,\,1} = 19,5$ *м/ч*, $K_{г,\,2} = 11,9$ *м/ч*; или, если концентрации выражены в мольных долях, то $K_{г,\,1} = 0,934$ $кмоль\cdot м^{-2}\cdot ч^{-1}\cdot(\Delta y)^{-1}$, $K_{г,\,2} = 0,57$ $кмоль\cdot м^{-2}\cdot ч^{-1}\cdot(\Delta y)^{-1}$. Таким образом, коэффициент массопередачи — величина переменная; следовательно, нельзя пользоваться формулой (X.6), а нужно применять уравнение (X.11). Для этого разделим колонну на четыре зоны и определим коэффициенты массопередачи на границах каждой зоны. Коэффициент массопередачи определяем по уравнению (VIII.75), а угловые коэффициенты линии равновесия в соответствующих точках — по уравнению (VIII.7).

Таблица X-4. **К расчету абсорбционной насадочной колонны по зонам**

Зона	$X\cdot10^3$	$Y\cdot10^2$	m	$K_г$, $кмоль\cdot м^{-2}\times ч^{-1}\cdot(\Delta y)^{-1}$	Зона	$X\cdot10^3$	$Y\cdot10^2$	m	$K_г$, $кмоль\cdot м^{-2}\times ч^{-1}\cdot(\Delta y)^{-1}$
1	1,41	3,55	29,66	0,492	3	0,705	1,5	28,6	0,513
	1,0575	2,53	29,1	0,507		0,3525	0,595	22,5	0,590
2	1,0575	2,53	29,1	0,507	4	0,3525	0,595	22,5	0,590
	0,705	1,5	28,6	0,513		0	0	11,3	0,810

Результаты расчета для каждой зоны приведены в табл. X-4.

3) Определение поверхности насадки. Применим уравнение (X.11), пользуясь найденными значениями для всех четырех зон абсорбционной колонны

$$F = G\int\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_г(Y-Y^*)}\,dY$$

Интегрирование проводим графическим способом или по формуле Симпсона. Вычисленные величины, необходимые для графического интегрирования, приведены в табл. X-5.

Построив график зависимости величины $\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_г(Y-Y^*)}$ от Y, получим кривую, изображенную на рис. X-9. Планиметрируя площадь под кривой в пределах между $Y_1 = 0{,}04166$ и $Y_2 = 0{,}005025$, получим

$$\int_{Y_1}^{Y_2}\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_г(Y-Y^*)}\,dY = 9{,}4\ \frac{м^2\cdot ч}{кмоль}$$

и, следовательно

$$F = G\cdot 9{,}4 = 120\cdot 9{,}4 = 1130\ м^2$$

Высота слоя насадки

$$H = \frac{F}{S_к\sigma} = \frac{1130}{1{,}25\cdot 95} = 9{,}5\ м$$

Рис. X-9. Графическое интегрирование при решении примера X-6.

Значение высоты, рассчитанное здесь по коэффициенту массопередачи, мало отличается от значения, полученного в примере X.4 на основании коэффициентов массоотдачи и концентраций у поверхности раздела (вычисленная в примере X.4 высота слоя насадки $H = 9{,}4\ м$).

Определение потерь напора в колонне. Потери напора при прохождении газа через орошаемую насадку высотой 1 *м* были определены в примере IX.3 с помощью уравнений (IX.14) и (IX.16), причем было найдено, что $\Delta p_{г-ж} = 345\ н/м^2$. Для общей высоты насадки 9,5 *м* потери напора составят

$$\Delta p_{г-ж} = 9{,}5\cdot 345 = 3280\ н/м^2$$

или

$$\Delta p_{г-ж} = \frac{3280}{9{,}81} = 330\ мм\ вод.\ ст.$$

Потери напора относительно малы, и то, что в выполненных ранее расчетах ими пренебрегали, вполне оправдано.

Таблица X-5. **К определению поверхности насадки методом графического интегрирования**

$Y\cdot10^2$	$Y^*\cdot10^2$	$Y-Y^*$	$(1+Y)(1+Y^*)$	$K_г$	$\frac{(1+Y)(1+Y^*)}{K_г(Y-Y^*)}$
0,5025	0	0,005025	1,005	0,810	246
1,43	0,595	0,00835	1,02	0,590	207
2,33	1,50	0,00830	1,04	0,513	244
3,25	2,53	0,0072	1,06	0,507	290
4,166	3,55	0,0062	1,08	0,492	354

Определение объема жидкости, находящейся в насадке. Эта величина была вычислена в примере IX.4. При высоте насадки, равной 1 *м*, $V_ж = 1{,}35\cdot10^{-2}\ м^3/м$.

При высоте насадки, равной 9,5 *м*, $V_ж = 9{,}5\cdot 1{,}35\cdot10^{-2} = 0{,}128\ м^3$.

Этот объем жидкости следует учитывать при механическом расчете колонны.

Пример X.7. Найти формулу для определения средней движущей силы на *n*-ой тарелке абсорбционной колонны, работающей по следующей схеме: перемешивание газа на тарелке идеальное, а концентрация жидкости изменяется линейно в интервале от X_{n+1} до X_n.

Решение. На рис. X-10 представлены равновесная и рабочая линии для некоторой смеси в координатах X, Y. Так как концентрация газа на тарелке постоянна (идеальное перемешивание) и равна Y_n, ей соответствует равновесная концентрация в жидкости, равная X_n^*. Учитывая, что концентрация жидкости изменяется от X_{n+1} до X_n, получим следующие значения движущей силы для жидкости:

при входе на тарелку

$$\Delta X_н = X_n^* - X_{n+1}$$

при выходе с тарелки

$$\Delta X_к = X_n^* - X_n$$

Средняя движущая сила (среднелогарифмическая)

$$\Delta X_{ср} = \frac{(X_n^* - X_{n+1}) - (X_n^* - X_n)}{2{,}3\lg\frac{X_n^* - X_{n+1}}{X_n^* - X_n}} = \frac{X_n - X_{n+1}}{2{,}3\lg\frac{X_n^* - X_{n+1}}{X_n^* - X_n}}$$

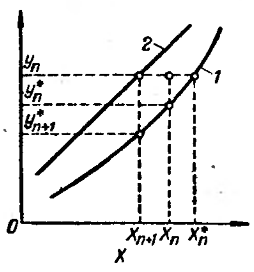


Рис. X-10. К определению средней движущей силы на тарелке:
1 — линия равновесия; *2* — рабочая линия.

При определении движущей силы в газовой фазе следует иметь в виду, что начальной концентрации жидкости X_{n+1} соответствует равновесная концентрация в газовой фазе Y_{n+1}^*, а конечной концентрации X_n — равновесная концентрация Y_n^*.

Тогда

при входе на тарелку

$$\Delta Y_н = Y_n - Y_{n+1}^*$$

при выходе с тарелки

$$\Delta Y_к = Y_n - Y_n^*$$

средняя движущая сила (среднелогарифмическая)

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(Y_n - Y^*_{n+1}) - (Y_n - Y^*_n)}{2{,}3 \lg \frac{Y_n - Y^*_{n+1}}{Y_n - Y^*_n}} = \frac{Y^*_n - Y_{n+1}}{2{,}3 \lg \frac{Y_n - Y^*_{n+1}}{Y_n - Y^*_n}}$$

Пример X.8. Определить среднюю движущую силу на n-ой тарелке колонны для абсорбции аммиака при различных режимах работы, пользуясь следующими экспериментальными данными:

$$X_{n+1} = 3{,}475 \cdot 10^{-2};\ X_n = 3{,}875 \cdot 10^{-2};\ Y_{n-1} = 6{,}95 \cdot 10^{-2};\ Y_n = 6{,}275 \cdot 10^{-2}.$$

Следующие значения получены по кривой равновесия:

$$X^*_{n-1} = 4{,}30 \cdot 10^{-2};\ X^*_n = 4{,}075 \cdot 10^{-2};\ Y^*_n = 5{,}66 \cdot 10^{-2};\ Y^*_{n+1} = 4{,}66 \cdot 10^{-2}.$$

Решение. 1) Идеальное перемешивание в обеих фазах. Применяем уравнения (X.17) и (X.18)

$$\Delta X_{cp} = X^*_n - X_n = 0{,}04075 - 0{,}03875 = 0{,}002 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = Y_n - Y^*_n = 0{,}06275 - 0{,}0566 = 0{,}00615 \text{ кмоль/кмоль}$$

2) Идеальное перемешивание в жидкой фазе при линейном изменении концентрации газа. Применяем уравнения (X.19) и (X.20)

$$\Delta X_{cp} = \frac{X^*_{n-1} - X_n}{2{,}3 \lg \frac{X^*_{n-1} - X_n}{X^*_n - X_n}} = \frac{0{,}0430 - 0{,}04075}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0430 - 0{,}03875}{0{,}04075 - 0{,}03875}} = 0{,}003 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{2{,}3 \lg \frac{Y_{n-1} - Y^*_n}{Y_n - Y^*_n}} = \frac{0{,}0695 - 0{,}06275}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0695 - 0{,}0566}{0{,}06275 - 0{,}0566}} = 0{,}00905 \text{ кмоль/кмоль}$$

3) Идеальное перемешивание в газовой фазе при линейном изменении концентрации жидкости. Расчетные формулы были получены в примере X.7

$$\Delta X_{cp} = \frac{X_n - X_{n+1}}{2{,}3 \lg \frac{X^*_n - X_{n+1}}{X^*_n - X_n}} = \frac{0{,}03875 - 0{,}03475}{2{,}3 \lg \frac{0{,}04075 - 0{,}3475}{0{,}04075 - 0{,}03875}} = 0{,}00364 \text{ кмоль/кмоль}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{Y^* - Y^*_{n+1}}{2{,}3 \lg \frac{Y_n - Y^*_{n+1}}{Y_n - Y^*_n}} = \frac{0{,}0566 - 0{,}0466}{2{,}3 \lg \frac{0{,}06275 - 0{,}0466}{0{,}06275 - 0{,}0566}} = 0{,}0104 \text{ кмоль/кмоль}$$

Значения средней движущей силы существенно меняются в зависимости от структуры потоков на тарелке (степени перемешивания и характера изменения концентраций в фазах).

Пример X.9. По условиям задачи X.8 определить число единиц переноса и коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе. Дано: расход инертного газа $G = 54$ *кмоль/ч*; рабочая площадь тарелки $S_т = 0{,}4496$ *м²*.

Решение. Коэффициент массопередачи определяем из соотношения (X.23)

$$K_г = \frac{N_г G}{S_т}$$

Число единиц переноса вычисляем по уравнению (X.21)

$$N_G = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{\Delta Y_{cp}}$$

Значения ΔY_{cp} для различных режимов работы тарелки были найдены в предыдущей задаче, причем числитель $Y_{n-1} - Y_n$ остается постоянным, независимо от принятого режима, и равен

$$Y_{n-1} - Y_n = 0{,}0695 - 0{,}06275 = 0{,}00675 \text{ кмоль/кмоль}$$

Подставив найденные значения в уравнения (X.21) и (X.23), получим:

1) при идеальном перемешивании в обеих фазах

$$N_G = \frac{0{,}00675}{0{,}00615} = 1{,}1$$

$$K_г = \frac{1{,}1 \cdot 54}{0{,}4496} = 132 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

2) при идеальном перемешивании в жидкой фазе и линейном изменении концентрации газа

$$N_G = \frac{0{,}00675}{0{,}00905} = 0{,}746$$

$$K_г = \frac{0{,}746 \cdot 54}{0{,}4496} = 89{,}6 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

3) при идеальном перемешивании в газовой фазе и линейном изменении концентрации жидкости

$$N_G = \frac{0{,}00675}{0{,}0104} = 0{,}649$$

$$K_г = \frac{0{,}649 \cdot 54}{0{,}4496} = 78 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} \cdot (\text{кмоль/кмоль})^{-1}$$

При использовании для расчета одних и тех же экспериментальных данных значения числа единиц переноса и коэффициента массопередачи сильно меняются в зависимости от структуры потоков (режима работы тарелки).

Пример X.10. Определить необходимое число колпачковых тарелок в колонне для абсорбции аммиака из отходящих газов на установке синтеза аммиака. Колонна работает при следующем режиме: расход отходящих газов (при нормальных условиях) $V = 1300$ *м³/ч*; содержание аммиака в газе $y_1 = 0{,}065$; начальная температура газа $t_1 = 16°$ C; начальная температура воды $\theta = 16°$ C; среднее давление в колонне $p = 1{,}095 \cdot 10^5$ *н/м²*; диаметр колонны $d_к = 0{,}8$ *м*.

В колонне абсорбируется 94 объемн.% содержащегося в газе аммиака; конечная концентрация аммиака в воде составляет 90% от равновесной. При расчете следует учесть теплоту растворения аммиака. Коэффициент массопередачи $K_г = 78{,}2$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹* × (*кмоль/кмоль*)$^{-1}$.

Решение. *Составление материального баланса.* Конечная концентрация аммиачной воды задана через равновесную концентрацию, поэтому для определения X_2 необходимо построить линию равновесия.

1) Построение линии равновесия. Так как имеющиеся экспериментальные данные для системы аммиак — вода представлены в виде парциальных давлений, проводим соответствующий пересчет, используя уравнение, выведенное из общего уравнения (VIII.1)

$$Y^* = \frac{p^*}{p - p^* - p_п}$$

где p^* — равновесное парциальное давление аммиака, *мм рт. ст.*; $p_п$ — давление паров воды, *мм рт. ст.*; p — среднее давление в колонне, *мм рт. ст.*

Температура в колонне не остается постоянной, поэтому величины p^* и $p_п$ будут принимать различные значения. Пренебрегая теплообменом между фазами и считая, что вся теплота абсорбции затрачивается на подогрев жидкой фазы, можно определить температуру жидкости по следующему уравнению, выведенному из теплового баланса колонны:

$$\theta = \theta_2 + \frac{\Phi}{C_{H_2O}}(X - X_2)$$

где Φ — дифференциальный тепловой эффект абсорбции аммиака, *ккал/моль* NH_3; $C_{H_2O} = 18$ — мольная теплоемкость воды, *ккал/(кмоль · град)*.

Построение линии равновесия проводим следующим образом: принимаем различные значения концентрации X и определяем соответствующие температуры θ; находим по справочным графикам или таблицам значения величин p^* и $p_п$ и вычисляем равновесные концентрации Y^*. Значения всех параметров, входящих в расчет, а также полученные результаты приведены в табл. X-6.

Равновесная линия показана на рис. X-11.

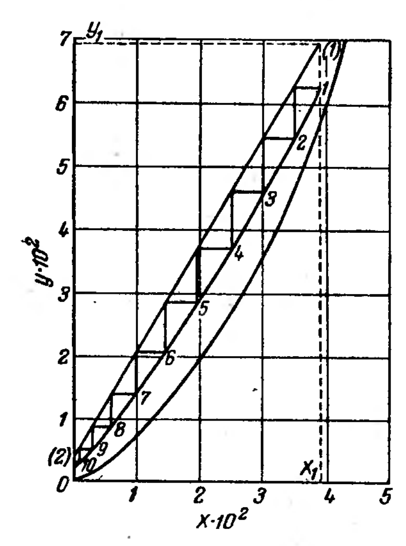


Рис. X-11. Определение действительного числа тарелок (к примеру X-10).

2) Определение рабочих концентраций в колонне и построение рабочей линии:

для газовой фазы

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0{,}065}{1 - 0{,}065} = 0{,}0695$$

$$Y_2 = Y_1(1 - 0{,}94) = 0{,}0695(1 - 0{,}94) = 0{,}00417$$

для жидкой фазы

$$X_2 = 0; \quad X_1 = 0{,}90X^*$$

Согласно рис. X-11, значению $Y_1 = 0{,}0695$ соответствует на линии равновесия значение $X_1^* = 0{,}043$, откуда

$$X_1 = 0{,}90 \cdot 0{,}043 = 0{,}0387$$

Следовательно, рабочая линия проходит через точки

$$X_1 = 0{,}0387; \quad Y_1 = 0{,}0695; \quad X_2 = 0; \quad Y_2 = 0{,}00417$$

3) Определение расходов инертного газа и абсорбента

$$G = \frac{V}{22{,}4}(1 - y_1) = \frac{1300}{22{,}4}(1 - 0{,}065) = 54{,}2 \text{ кмоль/ч}$$

Таблица X-6. **К построению линии равновесия для системы аммиак — вода**

$X \cdot 10^2$	Φ, $\frac{кмоль}{кмоль\ NH_3}$	θ, °C	p, *мм рт. ст.*	p^*, *мм рт. ст.*	$p_п$, *мм рт. ст.*	$Y^* \cdot 10^2$
0	8365	16,00	820	0	13,6	0
0,6	8347	18,78	820	2,8	16,3	0,35
1,0	8342	20,63	820	5,91	18,2	0,74
1,8	8335	24,33	820	13,5	22,8	1,72
2,2	8330	26,20	820	17,5	25,6	2,25
2,64	8326	28,20	820	21,5	28,5	2,79
3,0	8321	29,80	820	28,0	30,0	3,67
3,5	8316	32,10	820	36,0	34,0	4,80
4,0	8313	34,40	820	45,0	39,0	6,11
4,5	8300	36,70	820	58,0	43,0	8,07

Расход абсорбента определяем по уравнению (X.2)

$$L = \frac{N_A}{X_1 - X_2}$$

$$N_A = G(Y_1 - Y_2) = 54{,}2(0{,}0695 - 0{,}00417) = 3{,}54 \text{ кмоль/ч}$$

$$L = \frac{3{,}54}{0{,}0387 - 0} = 91{,}5 \text{ кмоль/ч}$$

Определение необходимого числа тарелок.

1) Определение рабочей площади тарелки. Площадь, занятую сливным устройством, определяем по формуле

$$S_в = \frac{d_к^2}{8}\left(\frac{3{,}14\,\alpha}{180} - \sin\alpha\right)$$

где α — центральный угол, соответствующий сливному устройству

$$\sin\frac{\alpha}{2} = \frac{b}{d_к}$$

Считая длину сливного устройства $b = 0{,}6\,d_к$, получаем

$$\sin\frac{\alpha}{2} = 0{,}6; \quad \alpha = 73{,}8°$$

$$S_в = \frac{0{,}8^2}{8}\left(\frac{3{,}14 \cdot 73{,}8}{180} - \sin 73{,}8°\right) = 0{,}0262 \text{ м}^2$$

Таким образом, рабочая площадь тарелки

$$S_т = S_к - 2S_в = \frac{3{,}14 d_к^2}{4} - 2 \cdot 0{,}0262 = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}8^2}{4} - 0{,}0524 = 0{,}45 \text{ м}^2$$

2) Определение числа единиц переноса, соответствующего одной тарелке. По уравнению (X.23) получаем

$$N_г = \frac{K_г S_т}{G} = \frac{78{,}2 \cdot 0{,}45}{54{,}2} = 0{,}649$$

Число единиц переноса одинаково для всех тарелок; это объясняется постоянством коэффициента массопередачи, отнесенного к газовой фазе.

3) Построение кинетической линии. Согласно уравнению (X.28), фигуративные точки кинетической линии определяем из соотношения

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{N_г} = e^{0,649} = 1,8965$$

или

$$\overline{BC} = \frac{\overline{AB}}{1,8965} = 0,5273\overline{AB}$$

Измеряем значении $\overline{AB}$ при различных X и вычисляем соответствующие значения $\overline{BC}$; результаты сводим в табл. X-7. Полученные данные представлены на рис. X-11.

Таблица X-7. **К построению кинетической линии**

$X \cdot 10^2$	$\overline{AB}$, *мм*	$\overline{BC}$, *мм*	$X \cdot 10^2$	$\overline{AB}$, *мм*	$\overline{BC}$, *мм*
0	8	4,2	2,5	38,5	20,3
0,5	20	1,05	3,0	38,6	20,4
1,0	28	14,8	3,5	33,0	17,4
1,5	33,4	17,6	3,87	25,5	13,4
2,0	37,0	19,5			

4) Определение числа тарелок. Вписав ступеньки между рабочей и кинетической линиями, находим, что в колонне должно быть 10 тарелок.

ЗАДАЧИ

Задача X. 1. Определить минимальный расход абсорбента при абсорбции аммиака водой в насадочной колонне. Расход инертного газа $G = 120$ *кмоль/ч*; концентрация аммиака в газе: начальная $Y_1 = 0,0309$ *кмоль/кмоль*; конечная $Y_2 = 0,0016$ *кмоль/кмоль*; конечная равновесная концентрация аммиака в жидкости $X_1^* = 0,0318$ *кмоль/кмоль*; начальная концентрация аммиака в жидкости $X_2 = 0,0002$ *кмоль/кмоль*.

Задача X. 2. Определить необходимый расход воды для поглощения двуокиси серы из газовой смеси, содержащей 5% SO_2. Расход газа при нормальных условиях $Q_{об} = 350$ *м³/ч*. Абсорбция происходит при 20° С и атмосферном давлении. В колонне поглощается 90% SO_2, содержащегося в газе; конечная концентрация SO_2 в воде составляет 90% от равновесной.

Задача X. 3. В насадочной колонне происходит абсорбция аммиака водой из воздуха от начальной концентрации $y_1 = 0,05$ до конечной $y_2 = 0,0027$. Расход газа, определенный при нормальных условиях, составляет $Q_{об} = 10\,000$ *м³/ч*. Начальная концентрация аммиака в абсорбенте 0,2%. Расход абсорбента в 1,2 раза больше минимального. Абсорбция происходит при 20° С и атмосферном давлении. Определить расход воды и построить рабочую и равновесную линии в координатах Y, X. Равновесные данные:

X	0,00212	0,0053	0,0106	0,0159	0,0212	0,0265	0,0318	0,037
Y^*	0,00153	0,00425	0,0097	0,0165	0,025	0,0360	0,0485	0,063

Задача X. 4. По условиям предыдущей задачи определить поверхность насадки, необходимую для обеспечения требуемой очистки, если коэффициент массопередачи, отнесенный к газовой фазе, постоянен и составляет $K_г = 1,75$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·(кмоль/кмоль)⁻¹*.

Задача X. 5. По условиям предыдущей задачи определить требуемую высоту насадки, состоящей из беспорядочно загруженных колец Рашига размером 25 × 25 × 3 *мм*, если диаметр колонны $d_к = 1,8$ *м*.

Задача X. 6. Определить концентрации на поверхности раздела фаз при абсорбции двуокиси серы водой из смеси с воздухом. Колонна работает при следующих условиях: начальная концентрация SO_2 $y_1 = 0,06$; конечная концентрация $y_2 = 0,01$; расход газа $Q = 455$ *кг/ч*; расход абсорбента в 2 раза больше минимального; диаметр колонны $d_к = 740$ *мм*; тип насадки — кольца Рашига 25 × 25 × 2 *мм*. Абсорбция происходит при 30° С и атмосферном давлении. Даны коэффициенты массоотдачи: $k_г = 1,2$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·*$(\Delta y)^{-1}$; $k_ж = 28,8$ *кмоль·м⁻²·ч⁻¹·*$(\Delta x)^{-1}$ и равновесные данные:

$x \cdot 10^3$	0,0565	0,141	0,281	0,422	0,564	0,844	1,41	1,97	2,8
$y^* \cdot 10^2$	0,079	0,224	0,62	1,07	1,566	2,59	4,74	6,84	10,4

Задача X. 7. По условиям предыдущей задачи определить высоту насадки, пользуясь коэффициентом массоотдачи в газовой фазе и коэффициентом массопередачи, отнесенным к газовой фазе.

ЛИТЕРАТУРА

Рамм В. М., Абсорбция газов, Изд. «Химия», 1966.

Хоблер Т., Массопередача и абсорбция, пер. с польск., Изд. «Химия», 1964.

Sherwood T. K., Pigford R. L., Absorption and extraction, New York, Mc Graw-Hill, 1952.

Morris G. A., Jackson J., Absorption towers, London, Butterworths scient. publ., 1953.

Valentin F. H. H., Absorption in gas — liquid dispersions, London, Spon, 1967.

Глава XI

ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

ПЕРЕГОНКА

В зависимости от того, удаляют ли непрерывно образующиеся в кипятильнике пары или весь образовавшийся пар находится в контакте с остающейся неиспаренной жидкостью, различают соответственно простую перегонку и равновесную, или интегральную, перегонку.

Простая перегонка

Количество и состав продуктов, получаемых при простой перегонке бинарной смеси, определяют из уравнения

$$\ln \frac{L_н}{L_к} = \int_{x_к}^{x_н} \frac{dx}{y - x} \qquad (XI.1)$$

$$y = \frac{L_н x_н - L_к x_к}{D} \qquad (XI.2)$$

где $L_н$, $L_к$ — начальное и конечное количество жидкости в кипятильнике, *кмоль*; $x_н$, $x_к$ — начальная и конечная концентрации жидкости в кипятильнике, мол. доли; $D = L_н - L_к$ — количество полученного дистиллята, *кмоль*; y — равновесная концентрация полученного дистиллята, мол. доли.

Уравнение (XI.1) решают с помощью графического интегрирования или формулы Симпсона; значения x и y определяют по кривой равновесия соответствующей смеси. Если относительную летучесть компонентов α можно считать постоянной, то подстановка значения y из уравнения (VIII.14) в уравнение (XI.1) позволяет вычислить величину интеграла аналитическим путем; при этом получается

$$\lg \frac{L_н}{L_к} = \frac{1}{\alpha - 1}\left(\lg \frac{x_н}{x_к} + \alpha \lg \frac{1 - x_к}{1 - x_н}\right) \qquad (XI.3)$$

Если парциальные давления чистых компонентов неизвестны, но известны их равновесные концентрации (x, y), то относительную летучесть можно определить из соотношения

$$\alpha = \frac{y(1 - x)}{x(1 - y)} \qquad (XI.4)$$

Для многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля, количества полученных продуктов определяют из соотношений вида

$$\lg \frac{A_к}{A_н} = \alpha_{AB} \lg \frac{B_к}{B_н} \qquad (XI.5)$$

$$\lg \frac{C_к}{C_н} = \alpha_{CB} \lg \frac{B_к}{B_н} \qquad (XI.6)$$

где A, B, C — количества полученных продуктов, *кмоль*; α_{AB}, α_{CB} — относительные летучести по компоненту B (индексы н и к соответствуют начальному и конечному состояниям).

Если изменение концентрации мало влияет на величины относительных летучестей, то для расчетов пользуются их усредненными значениями (между начальной и конечной температурами кипения).

Состав дистиллята определяют из следующего уравнения, действительного для каждого компонента в отдельности

$$\frac{D}{L_н} = \frac{x_н - x_к}{y - x_к} \qquad (XI.7)$$

где $L_н$ — начальное количество смеси, *кмоль*; D — количество полученного дистиллята, *кмоль*; $x_н, x_к$ — начальная и конечная концентрации компонента; y — концентрация рассматриваемого компонента в дистилляте.

Равновесная, или интегральная, перегонка

Мольную степень разделения e определяют по концентрациям полученных продуктов:

$$e = \frac{G}{F} = \frac{x_н - x}{y - x} \qquad (XI.8)$$

где F — расход исходной смеси, *кмоль/ч*; G — расход дистиллята, *кмоль/ч*; $x_н$ — мольная доля легколетучего компонента в исходной смеси; y — мольная доля легколетучего компонента в получаемом паре; x — мольная доля легколетучего компонента в кубовом остатке.

При известной мольной степени разделения по уравнению (XI.8) можно находить концентрации полученных продуктов при различных значениях переменной x. Величину y определяют из условия равновесия; окончательное решение получают методом подбора. Более простым является графическое решение. На диаграмме равновесия строят прямую, проходящую через точку с координатами $(x_н, y_н)$ и имеющую угловой коэффициент $\left(-\frac{1-e}{e}\right)$. Точка пересечения этой прямой с линией равновесия имеет координаты (x, y), соответствующие равновесным концентрациям жидкой и паровой фаз. Угловой коэффициент прямой определяют из соотношения

$$-\frac{1 - e}{e} = -\frac{L}{G} = -\frac{y - y_н}{x_н - x} \qquad (XI.9)$$

где L — количество полученного остатка, *кмоль/ч*.

В случае многокомпонентных смесей уравнения (XI.8) и (XI.9) справедливы для каждого компонента в отдельности. Мольную степень разделения определяют из уравнения

$$\sum \frac{x_i}{1 + e(k_i - 1)} = 1 \qquad (XI.9а)$$

где x_i — мольная доля i-го компонента в исходной смеси; k_i — константа равновесия i-го компонента.

Уравнение (XI.9а) можно использовать и для определения состава остатка, если известна мольная степень разделения.

Для трехкомпонентной смеси мольную степень разделения можно определить по уравнению Трегубова

$$abce^2 + [ab(1 - x_{н,3}) + ac(1 - x_{н,2}) + bc(1 - x_{н,1})]\,e + (ax_{н,1} + bx_{н,2} + cx_{н,3}) = 0 \qquad (XI.10)$$

где a, b, c — разности $(k_i - 1)$ для каждого компонента; $x_{н,1}$, $x_{н,2}$, $x_{н,3}$ — мольные доли компонентов в исходной смеси.

12 Зак. 976

Перегонка с водяным паром

Перегонку с водяным паром можно рассматривать как частный случай простой перегонки. Количество водяного пара, потребное для перегонки жидкости, не смешивающейся с водой, можно определить по уравнению

$$m_{вод} = m_{пер}\frac{M_{вод}}{M_{пер}\eta}\left(\frac{p}{P_{пер}} - \eta\right) \qquad (XI.11)$$

где $m_{вод}$ — количество водяного пара, *кг*; $m_{пер}$ — количество перегоняемой жидкости, *кг*; $M_{вод}, M_{пер}$ — молекулярные веса воды и перегоняемой жидкости; p — давление перегонки; $P_{пер}$ — давление паров чистого перегоняемого вещества; $\eta = p_{пер}/P_{пер}$ — эффективность испарения (насыщения) в реальных условиях перегонки; $p_{пер}$ — парциальное давление паров перегоняемой жидкости.

Температура перегонки соответствует давлению перегонки, равному сумме парциальных давлений воды и перегоняемой жидкости

$$p = P_{вод} + \eta P_{пер} \qquad (XI.12)$$

где $P_{вод}$ — давление чистого водяного пара.

РЕКТИФИКАЦИЯ. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Технологический расчет ректификационных колонн непрерывного действия базируется либо на понятии о теоретической ступени разделения (теоретической тарелке), либо на основе коэффициентов массопередачи. Последний метод более точен.

Между расходами и составами исходной смеси и полученных продуктов существуют следующие соотношения

$$F = W + D \qquad (XI.13)$$

$$Fx_F = Wx_W + Dx_D \qquad (XI.14)$$

где F — расход исходной смеси; D — расход дистиллята; W — расход остатка; x — мольная доля легколетучего компонента в жидкости; индексы F, D, W относятся к исходной смеси, дистилляту и кубовому остатку соответственно.

Методы определения числа теоретических тарелок

Эти методы применимы для расчета как тарельчатых, так и насадочных колонн; различие появляется лишь при определении фактического числа тарелок или высоты насадки.

Графические методы определения числа теоретических тарелок. Будут рассмотрены лишь методы Мак-Кэба — Тиле и Джиллилэнда, так как применение метода Поншона — Савари ограничено отсутствием данных об энтальпиях различных смесей.

Метод Мак-Кэба — Тиле. Число теоретических тарелок определяется по ступенчатой линии, проведенной между кривой равновесия и рабочими линиями в интервале между концентрациями кубового остатка x_W и дистиллята x_D. Это соответствует построению, проводимому в интервале между точками D и W, начиная от точки D, как показано на рис. XI-1. Число теоретических тарелок равно числу полученных таким образом ступеней; тарелки нумеруются сверху вниз.

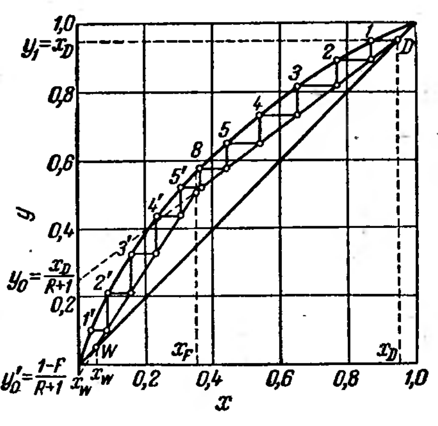


Рис. XI-1. Определение числа теоретических тарелок графическим методом Мак-Кэба — Тиле.

Рабочие линии строят по следующим уравнениям:

для укрепляющей части

$$y - x_D = \frac{1}{R+1}(x - x_D) \qquad (XI.15)$$

начальная ордината

$$y_0 = \frac{1}{R+1}x_D \qquad (XI.16)$$

и для исчерпывающей части

$$y - x_W = \frac{R+F}{R+1}(x - x_W) \qquad (XI.17)$$

начальная ордината

$$y_0' = \frac{1-F}{R+1}x_W \qquad (XI.18)$$

где y, x — мольные доли легколетучего компонента (ЛК) в парах и в жидкости; x_D, x_W — мольные доли ЛК в дистилляте и в остатке; R — флегмовое число (расход флегмы, отнесенный к расходу дистиллята).

Флегмовое число находят по уравнению

$$R = cR_{мин} \qquad (XI.19)$$

где $R_{мин}$ — минимальное флегмовое число; c — коэффициент избытка флегмы.

Минимальное флегмовое число определяют из уравнения

$$R_{мин} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} \qquad (XI.20)$$

где x_F — мольная доля легколетучего компонента в исходной смеси; y_F — его мольная доля в паре, равновесном с исходной смесью.

Минимальное флегмовое число для смесей, относительная летучесть α компонентов которых изменяется мало, можно определить по уравнению Андервуда

$$R_{мин} = \frac{1}{\alpha - 1}\left(\frac{x_{A,D}}{x_{A,F}} - \alpha\frac{x_{B,D}}{x_{B,F}}\right) \qquad (XI.21)$$

где x_A и x_B — мольные доли легколетучего и труднолетучего компонентов; индексы D и F относятся к дистилляту и исходной смеси.

Если уравнение (XI. 21) используется для определения минимального флегмового числа многокомпонентной смеси, α представляет собой относительную летучесть легколетучего ключевого компонента* по сравнению с труднолетучим ключевым компонентом, а x_A и x_B — мольные доли каждого ключевого компонента.

Минимальное число теоретических тарелок, соответствующее бесконечному флегмовому числу ($R = \infty$), определяют графически построением ступенчатой линии между кривой равновесия и рабочими линиями, которые в данном случае совпадают с диагональю диаграммы равновесия.

Метод Джиллилэнда. Число теоретических тарелок в зависимости от флегмового числа определяют по диаграмме рис. XI-2, построенной в координатах: $\frac{R - R_{мин}}{R+1}$, $\frac{S - S_{мин}}{S+1}$.

Рис. XI-2. Зависимость между количеством флегмы и числом теоретических тарелок.

Если в дефлегматоре конденсируются все пары и, соответственно, дефлегматор не оказывает укрепляющего действия, то величины S и $S_{мин}$ составляют $S = N + 1$; $S_{мин} = N_{мин} + 1$.

Если в дефлегматоре конденсируется только часть паров и укрепляющее действие дефлегматора эквивалентно одной теоретической тарелке, то

$$S = N + 2; \quad S_{мин} = N_{мин} + 2$$

где R, $R_{мин}$ — рабочее и минимальное флегмовые числа; N, $N_{мин}$ — число теоретических тарелок при рабочем флегмовом числе и при работе без отбора дистиллята ($R = \infty$).

Минимальное число теоретических тарелок можно определить аналитически по уравнению Фенске

$$N_{мин} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha} \lg \frac{x_{A,\,D} x_{B,\,W}}{x_{B,\,D} x_{A,\,W}} \qquad \text{(XI. 22)}$$

Если дефлегматор работает с неполной конденсацией паров, то в левой части уравнения (XI. 22) следует 1 заменить на 2.

Для многокомпонентных смесей надо руководствоваться указаниями, приведенными выше применительно к уравнению (XI. 21).

Аналитические методы определения числа теоретических тарелок. Здесь рассматривается метод Смокера для смесей, относительную летучесть которых можно считать постоянной, и метод Льюиса.

Метод Смокера позволяет определить число теоретических тарелок отдельно для укрепляющей и исчерпывающей частей. Этот метод рекомендуется для тех случаев, когда линия равновесия близка к диагонали, что затрудняет применение графического метода. Для укрепляющей части число теоретических тарелок $N_{ук}$ выражается уравнением

$$N_{ук} = \frac{1}{\lg \frac{\alpha}{mc^2}} \cdot \lg \frac{\left[1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_F - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_D - k)}{\left[1 - \frac{mc(\alpha - 1)(x_D - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_F - k)} \qquad \text{(XI. 23)}$$

где α — относительная летучесть компонентов для укрепляющей части колонны; $m = \frac{R}{R+1}$ — наклон рабочей линии укрепляющей части колонны; k — корень уравнения второй степени ($0 < k < 1$).

$$m(\alpha - 1)k^2 + [y_0(\alpha - 1) + m - \alpha]k + y_0 = 0 \qquad \text{(XI. 24)}$$

$y_0 = \frac{x_D}{R+1}$ — ордината точки пересечения рабочей линии укрепляющей части с осью ординат; c — параметр, определяемый по уравнению

$$c = 1 + (\alpha - 1)k \qquad \text{(XI. 25)}$$

Число теоретических тарелок для исчерпывающей части также определяют по уравнению (XI. 23), но вместо x_D и x_F берут x_F и x_W соответственно, используют относительную летучесть, угловой коэффициент m и начальную ординату y_0 для исчерпывающей части колонны, а за k принимают отрицательный корень уравнения (XI. 24).

Дифференциальный метод Льюиса рекомендуется в основном для насадочных колонн, так как в его основе лежит допущение о непрерывном изменении концентраций фаз. Число теоретических тарелок определяется следующими уравнениями:

для укрепляющей части колонны

$$N_{ук} = \int_{x_F}^{x_D} \frac{dx}{(y - x) - \frac{1}{R}(x_D - y)} \qquad \text{(XI. 26)}$$

для исчерпывающей части колонны

$$N_{исч} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{(y - x) + \frac{W}{R+F}(x_W - y)} \qquad \text{(XI. 27)}$$

Применять метод Льюиса для тарельчатых колонн и смесей с высокой относительной летучестью компонентов не рекомендуется.

Расчет многокомпонентных смесей методом «от тарелки к тарелке» заключается в определении числа теоретических тарелок путем последовательного определения равновесной и рабочей концентрации.

* В данном случае разделяемая многокомпонентная смесь условно рассматривается как бинарная, состоящая из легколетучего (ЛКК) и труднолетучего (ТКК) ключевых компонентов. (*Прим. ред.*)

Для исчерпывающей части колонны:
равновесная концентрация

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i} \quad \text{(XI. 28)}$$

рабочая концентрация

$$x_i = \frac{R+1}{R+F} y_i + \frac{F-1}{R+F} x_{W,\,i} \quad \text{(XI. 29)}$$

Для укрепляющей части колонны:
равновесная концентрация

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{\alpha_i}}{\sum \frac{y_i}{\alpha_i}} \quad \text{(XI. 30)}$$

рабочая концентрация

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{1}{R+1} x_{D,\,i} \quad \text{(XI. 31)}$$

Все изложенные выше методы применимы также для многокомпонентных смесей, если расчет вести по ключевым компонентам.

Определение действительного числа тарелок. Если известно число теоретических тарелок $N_т$, то число действительных тарелок $N_д$ определяют из соотношения

$$N_д = \frac{N_т}{\eta} \quad \text{(XI. 32)}$$

где η — общий коэффициент полезного действия тарелок, или эффективность колонны.

Средний к. п. д. тарелки, выраженный в процентах, ориентировочно определяют по уравнению *

$$\eta = 17 - 61{,}6 \lg \sum x_i \mu_i \quad \text{(XI. 33)}$$

где x_i — мольная доля i-го компонента в исходной смеси; μ_i — вязкость i-го компонента в жидкой фазе при средней температуре в колонне, *спз*.

Определение оптимального расхода флегмы. Простой и достаточно точный метод, предложенный Плановским, основан на наличии пропорциональности между высотой колонны и числом единиц переноса N_R, с одной стороны, и между поперечным сечением колонны и расходом пара, определяемым величиной $R + 1$, с другой стороны; отсюда вытекает пропорциональная зависимость между объемом колонны и произведением $N_R(R + 1)$. Величину оптимального флегмового числа получают, построив график функции

$$N_R (R+1) = f(R) \quad \text{(XI. 34)}$$

* Уравнение является весьма приближеным, так как не отражает влияния гидродинамических условий на эффективность тарелок. *(Прим. ред.)*

Число единиц переноса N_R определяют при различных значениях флегмового числа $R > R_{мин}$, а оптимальное флегмовое число соответствует минимуму полученной таким путем кривой. Число единиц переноса находят по величине интеграла

$$N_R = \int_{x_W}^{x_D} \frac{dx}{(x - x^*)} \quad \text{(XI. 35)}$$

Расчет ректификационных колонн на основе коэффициентов массопередачи

Уравнения, рекомендуемые для расчета абсорбционных колонн, справедливы для ректификационных колонн, если внести некоторые изменения: концентрацию выразить в мольных долях, расходы G и L вместо инертного газа и абсорбента соответственно отнести к общему расходу пара и жидкости в колонне. Рекомендуется также пользоваться коэффициентами массопередачи, отнесенными к паровой фазе, так как в этом случае расчетные уравнения для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны идентичны.

Насадочные колонны. Поверхность насадки определяют из уравнения (X. 11), переписанного для ректификации

$$F = G \int_{y_W}^{y_D} \frac{dy}{K_г (y^* - y)} \quad \text{(XI. 36)}$$

где G — расход пара, *кмоль/ч*; $K_г$ — коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе, *кмоль* $\cdot$ *м*$^{-2}$ $\cdot$ *ч*$^{-1}$ $(\Delta y)^{-1}$.

Тарельчатые колонны. На основе метода определения действительного числа тарелок, изложенного в гл. X (см. рис. X-1, X-2), можно для n-ой тарелки ректификационной колонны переписать уравнения (X. 25)—(X. 29) в виде

$$N_г = \ln \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} \quad \text{(XI. 37)}$$

$$e^{N_г} = \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} = \frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} \quad \text{(XI. 38)}$$

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{\frac{K_г S_т}{G}} \quad \text{(XI. 39)}$$

где $S_т$ — площадь тарелки, к которой отнесена величина $K_г$, *м*^{2}.

Тепловой баланс ректификационной колонны. Количество водяного пара $G_п$ (*кг/кмоль*), необходимого для получения одного

кмоля дистиллята, определяется по уравнению:

$$G_п = (R+1)\frac{r_D}{r_п} \qquad (XI.40)$$

где r_D — теплота парообразования дистиллята, *ккал/моль* [*кдж/кмоль*]; $r_п$ — теплота парообразования водяного пара, *ккал/кг* [*кдж/кг*].

Количество охлаждающей воды $a_в$ (*кг/кмоль*), необходимой для конденсации одного *кмоля* дистиллята, определяют из уравнения

$$a_в = G_п \frac{r_п}{c_{ср}(t_к - t_н)} \qquad (XI.41)$$

где $c_{ср}$ — средняя удельная теплоемкость охлаждающей воды, *ккал/(кг·град)* [*кдж/(кг·град)*]; $t_н, t_к$ — начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °С.

Объемный расход пара в колонне. Если производительность колонны по дистилляту равна D' *кг/ч*, то объемный расход пара $Q_{об}$ (*м³/сек*) составляет

$$Q_{об} = \frac{22{,}4}{3600}\cdot\frac{D'}{M}(R+1)\frac{t+273}{273}\cdot\frac{760}{p} \qquad (XI.42)$$

где t — средняя температура в колонне, *град*; R — флегмовое число; p — среднее давление в колонне, *мм рт. ст.*; M — средняя *масса* 1 *кмоль* дистиллята, *кг/кмоль*.

ПРИМЕРЫ

Пример XI.1. 100 *кмоль* смеси бензол — толуол, содержащей 70 мол. % бензола, подвергают простой перегонке и получают 92,13 *кмоль* дистиллята. Определить конечный состав кубового остатка и дистиллята. Равновесные данные для рабочей смеси:

t, °С	110	105	100	95	90	85
x	0,013	0,125	0,263	0,405	0,582	0,779
y	0,030	0,251	0,462	0,623	0,775	0,898

Решение. Определяем относительную летучесть по уравнению (XI.4)

$$\alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)}$$

При $x = 0{,}013$

$$\alpha = \frac{0{,}030\,(1-0{,}013)}{0{,}013\,(1-0{,}030)} = 2{,}34$$

При остальных значениях соответственно имеем:

x	0,013	0,125	0,263	0,405	0,582	0,779
y	0,030	0,251	0,462	0,623	0,775	0,898
α	2,34	2,35	2,41	2,43	2,47	2,49

Поскольку относительная летучесть изменяется мало, можно пользоваться ее средней величиной $\alpha = 2{,}45$. Следовательно, для определения концентрации кубового остатка можно воспользоваться уравнением (XI.3)

$$\lg\frac{L_н}{L_к} = \frac{1}{\alpha-1}\left(\lg\frac{x_н}{x_к} + \alpha\lg\frac{1-x_к}{1-x_н}\right)$$

$$\lg\frac{100}{100-92{,}13} = \frac{1}{2{,}45-1}\left(\lg\frac{0{,}70}{x_к} + 2{,}45\lg\frac{1-x_к}{1-0{,}7}\right)$$

$$1{,}104 = \frac{1}{1{,}45}\left(\lg\frac{0{,}70}{x_к} + 2{,}45\lg\frac{1-x_к}{0{,}3}\right)$$

Полученное уравнение решаем методом подбора. После нескольких предварительных проб принимаем $x_к = 0{,}20$

$$\frac{1}{1{,}45}\left(\lg\frac{0{,}70}{0{,}20} + 2{,}45\lg\frac{0{,}8}{0{,}3}\right) = \frac{1}{1{,}45}(0{,}544 + 2{,}45\cdot 0{,}426) = 1{,}101$$

Так как правый член уравнения очень мало отличается от левого, $x_к = 0{,}20$ представляет собой искомое значение.

Найденное значение $x_к$ можно проверить с помощью уравнения (XI.1).

$$\ln\frac{L_н}{L_к} = \int_{x_к}^{x_н}\frac{dx}{y-x}$$

Если концентрация остатка определена правильно, то значение интеграла в пределах от $x_н = 0{,}7$ до $x_к = 0{,}2$ должно быть равно

$$\ln\frac{L_н}{L_к} = 2{,}3\cdot 1{,}102 = 2{,}54$$

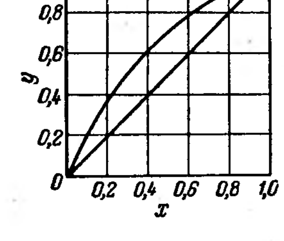


Рис. XI-3. Диаграмма равновесия для смеси бензол — толуол.

Интегрирование проведено с помощью формулы Симпсона по уравнению (1.48). Для вычисления разностей $y - x$ построим сначала линию равновесия разгоняемой смеси (рис. XI-3).

Для вычисления интеграла разбиваем интервал интегрирования на два отрезка ($n = 2$); при этом для x имеются следующие промежуточные значения: $x_к = 0{,}20$; $x_{1/2} = 0{,}325$; $x_1 = 0{,}45$; $x_{3/2} = 0{,}575$; $x_н = 0{,}7$.

По диаграмме равновесия определяем соответствующие значения y и вычисляем значения $1/(y-x)$. Вычисленные значения этой величины приведены в табл. XI-1.

В соответствии с формулой Симпсона имеем

$$\int_{0{,}20}^{0{,}7}\frac{dx}{y-x} = \frac{0{,}7-0{,}20}{6\cdot 2}[(5{,}78+6{,}54) + 2\cdot 4{,}58 + 4\,(4{,}7+5{,}13)] = \frac{0{,}5}{12}60{,}8 = 2{,}53$$

Полученная величина практически равна значению $\ln\frac{L_н}{L_к} = 2{,}54$, вычисленному по формуле (XI.3), следовательно, концентрация остатка $x_к = 0{,}20$ найдена верно.

Таблица XI-1. **К определению концентрации остатка**

x	y	$y-x$	$\frac{1}{y-x}$	x	y	$y-x$	$\frac{1}{y-x}$
0,20	0,373	0,173	5,78	0,575	0,770	0,195	5,13
0,325	0,538	0,213	4,7	0,70	0,853	0,153	6,54
0,450	0,668	0,218	4,58				

Концентрацию дистиллята определяем по уравнению (XI.2)

$$y = \frac{L_н x_н - L_к x_к}{D} = \frac{100 \cdot 0,7 - 7,87 \cdot 0,2}{92,13} = \frac{68,43}{92,13} = 0,7427$$

Пример XI.2. 100 *кмоль* смеси, содержащей 10,8 мол. % пропана (A), 67,4 мол. % бутана (B) и 21,8 мол. % пентана (C), подвергают простой перегонке при давлении 760 *мм рт. ст.*, пока не испарится половина содержащегося в смеси бутана. Определить составы дистиллята (пары) и остатка. Относительные летучести по бутану: $\alpha_{AB} = 4,55$; $\alpha_{BB} = 1$; $\alpha_{CB} = 0,2325$.

Решение.

Определение состава остатка. Так как количество бутана в остатке известно, количества остальных компонентов определяем по уравнениям (XI.5) и (XI.6): для пропана

$$\lg \frac{A_к}{A_н} = \alpha_{AB} \lg \frac{B_к}{B_н}$$

$$\lg \frac{A_к}{10,8} = 4,55 \lg \frac{1}{2}$$

$$\lg A_к = 4,55 \lg 0,5 + \lg 10,8$$

$$A_к = 0,462 \text{ кмоль}$$

для пентана

$$\lg \frac{C_к}{C_н} = \alpha_{CB} \lg \frac{B_к}{B_н}$$

$$\lg \frac{C_к}{21,8} = 0,2325 \lg \frac{1}{2}$$

$$\lg C_к = 0,2325 \lg 0,5 + \lg 21,8$$

$$C_к = 18,55 \text{ кмоль}$$

для бутана, согласно условию

$$B_к = \frac{B_н}{2} = \frac{67,4}{2} = 33,70 \text{ кмоль}$$

количество полученного остатка составляет

$$L_к = A_к + B_к + C_к = 0,462 + 33,70 + 18,55 = 52,712 \text{ кмоль}$$

Определение состава полученного дистиллята (пары). Покомпонентный состав паров находят по уравнению (XI.7)

$$\frac{D}{L_н} = \frac{x_н - x_к}{y - x_к}$$

Начальные концентрации $x_н$ известны, конечные концентрации $x_к$ определяем из выражения

$$x_к = \frac{A_к}{L_к}$$

Для пропана

$$x_к = \frac{0,462}{52,712} = 0,00876$$

Подставив значение $x_к$ в выражение (XI.7), получим

$$\frac{100 - 52,712}{52,712} = \frac{0,108 - 0,00876}{y_A - 0,00876}$$

откуда

$$y_A = \frac{0,108 - 0,00876}{0,897} + 0,00876 = 0,119$$

Аналогичным образом определяем содержание остальных компонентов. Результаты расчета приведены в табл. XI-2.

Таблица XI-2. **К определению состава пара при простой перегонке**

Компонент смеси	Начальное количество, *кмоль*	Начальная концентрация $x_н$	Конечное количество, *кмоль*	Конечная концентрация	
				жидкости $x_к$	пара $y_к$
Пропан (A) . .	10,8	0,108	0,462	0,00876	0,119
Бутан (B) . .	67,4	0,674	33,700	0,639	0,670
Пентан (C) . .	21,8	0,218	18,550	0,352	0,203
Итого . . .	100,0	1,000	52,712	0,99976	0,9916

Пример XI.3. Эквимолярную смесь бензола и толуола подвергают интегральной перегонке при давлении 760 *мм рт. ст.* с целью отгонки 40 мольн. % исходной смеси. Определить равновесный состав дистиллята (пары) и остатка и температуру перегонки. Равновесные данные приведены в примере XI. 1.

Решение.

Построение диаграммы равновесия и кривой температуры кипения $t = f(x)$. По данным примера XI. 1 строим график, приведенный на рис. XI-4. На диагональ наносим точку A с координатами (0,500; 0,500), соответствующими начальному составу смеси, подвергаемой перегонке.

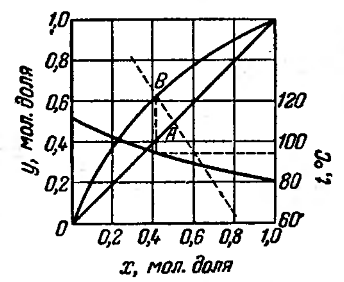


Рис. XI-4. Определение концентраций при интегральной перегонке (к примеру XI-3).

Определение состава полученных продуктов. Мольная степень разделения по условиям задачи равна

$$e = \frac{G}{F} = 0,4$$

Угловой коэффициент прямой, пересекающей кривую равновесия, определяем по уравнению (XI.9)

$$m = -\frac{1 - e}{e} = -\frac{1 - 0,4}{0,4} = -1,5$$

Эта прямая проходит через точку A (0,5; 0,5). Вторую точку прямой находим из соотношения

$$m = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

Из условий $x_1 = 0,5$; $y_1 = 0,5$ и $y_2 = 0$ получаем

$$x_2 = 0,833$$

Следовательно, прямая проходит через точки A (0,5; 0,5) и C (0; 0,833).

Построив прямую по этим точкам (пунктир на рис. XI. 4), находим, что она пересекает линию равновесия в точке B с координатами

$$x = 0{,}411; \qquad y = 0{,}633$$

Это и есть равновесные составы полученных продуктов. Вычисленные концентрации проверяем с помощью уравнения (XI.8)

$$e = \frac{x_н - x}{y - x}$$

Подставляем вычисленные значения в это выражение, получим

$$\frac{0{,}5 - 0{,}411}{0{,}633 - 0{,}411} = \frac{0{,}089}{0{,}222} = 0{,}4$$

т. е. заданную мольную степень разделения.

По рис. XI-4 определяем также температуру перегонки

$$t = 94{,}5^\circ\,C$$

Пример XI. 4. Смесь, содержащую 15 мольн. % пропана, 65 мольн. % бутана и 20 мольн. % пентана, подвергают равновесной перегонке при температуре $t = 5^\circ$ C и давлении 600 *мм рт. ст.* Определить мольную степень разделения и состав жидкой и паровой фаз. Константы равновесия $k_1 = 6{,}34$; $k_2 = 1{,}37$; $k_3 = 0{,}32$.

Решение.

Определение мольной степени разделения. Воспользуемся уравнением Трегубова

$$abce^2 + [ab(1 - x_{н,3}) + ac(1 - x_{н,2}) + bc(1 - x_{н,1})]\,e + ax_{н,1} + bx_{н,2} + cx_{н,3} = 0$$

Определяем величины a, b и c и их произведения по известным значениям констант равновесия

$$a = k_1 - 1 = 6{,}34 - 1 = 5{,}34; \quad b = k_2 - 1 = 1{,}37 - 1 = 0{,}37;$$

$$c = k_3 - 1 = 0{,}32 - 1 = -0{,}68; \quad abc = 5{,}34 \cdot 0{,}37\,(-0{,}68) = -1{,}3435;$$

$$ab = 5{,}34 \cdot 0{,}37 = 1{,}976; \quad ac = 5{,}34\,(-0{,}68) = -3{,}631;$$

$$bc = 0{,}37\,(-0{,}68) = -0{,}2516$$

Находим остальные два коэффициента уравнения

$$ab(1 - x_{н,3}) + a \cdot c\,(1 - x_{н,2}) + b \cdot c\,(1 - x_{н,1}) =$$

$$= 1{,}976\,(1 - 0{,}2) - 3{,}631\,(1 - 0{,}65) - 0{,}2516\,(1 - 0{,}15) = 0{,}096$$

$$ax_{н,1} + bx_{н,2} + cx_{н,3} = 5{,}34 \cdot 0{,}15 + 0{,}37 \cdot 0{,}65 - 0{,}68 \cdot 0{,}20 = 0{,}905$$

Запишем уравнение в окончательном виде

$$-1{,}3435e^2 + 0{,}096e + 0{,}905 = 0$$

При его решении получаем

$$e = \frac{0{,}096 + \sqrt{0{,}096^2 + 4{,}86}}{2{,}687} = 0{,}858$$

Определение состава полученных продуктов. 1) Состав жидкой фазы определяем по уравнению (XI. 9), переписанному в виде

$$x_к = \frac{x_н}{1 - e\,(k_i - 1)}$$

Подставив значения $x_{i,н}$ и k_i, соответствующие каждому компоненту получим конечную концентрацию компонентов в жидкости

$$x_{1,к} = \frac{0{,}15}{1 + 0{,}858\,(6{,}34 - 1)} = 0{,}0269$$

$$x_{2,к} = \frac{0{,}65}{1 + 0{,}858\,(1{,}37 - 1)} = 0{,}493$$

$$x_{3,к} = \frac{0{,}20}{1 + 0{,}858\,(0{,}32 - 1)} = 0{,}48$$

2) Состав пара определяем из соотношения

$$y = kx_к$$

Подставив в него числовые значения, получим

$$y_1 = k_1x_{1,к} = 6{,}34 \cdot 0{,}0269 = 0{,}171$$

$$y_2 = k_2x_{2,к} = 1{,}37 \cdot 0{,}493 = 0{,}675$$

$$y_3 = k_3x_{3,к} = 0{,}32 \cdot 0{,}48 = 0{,}154$$

Результаты расчетов сведены в табл. XI-3.

Таблица XI-3. **Составы жидкой и паровой фаз, полученных при равновесной перегонке**

Компонент смеси	Начальная концентрация жидкости $x_н$	Конечная концентрация	
		жидкости $x_к$	пара y
Пропан (1)	0,15	0,0269	0,171
Бутан (2)	0,65	0,493	0,675
Пентан (3)	0,20	0,48	0,154
Итого	1,00	0,9999	1,000

Пример XI. 5. Смесь, содержащую 10 *моль* изобутана, 10 *моль* *н*-пентана, 16 *моль* изопентана, 47 *моль* *н*-гексана и 17 *моль* *н*-гептана, подвергают равновесной перегонке при давлении 10 *ат* и температуре 160° C. Определить состав полученных продуктов, если константы равновесия равны $k_1 = 3{,}6$; $k_2 = 1{,}79$; $k_3 = 1{,}6$; $k_4 = 0{,}95$; $k_5 = 0{,}6$.

Решение. *Определение состава жидкой фазы.* Мольную степень разделения находим методом подбора из условия, заданного уравнением (XI.9)

$$\sum \frac{x_{i,н}}{1 - e\,(k_i - 1)} = 1$$

После нескольких проб получаем значение мольной степени разделения $e = 0{,}93$. Состав полученной жидкости, соответствующей указанному значению степени разделения, определяем по уравнению (XI.9), переписанному в виде

$$x_{i,к} = \frac{x_{i,н}}{1 + e\,(k_i - 1)}$$

Так, для изобутана

$$x_{1,\text{к}} = \frac{0{,}1}{1 + 0{,}93\,(3{,}6 - 1)} = 0{,}0293$$

Аналогичным образом определяем мольные доли остальных компонентов, значения которых сведены в табл. XI-4.

Таблица XI-4. Составы жидкой и паровой фаз, полученных при равновесной перегонке многокомпонентной смеси

Компонент	Начальная концентрация жидкости $x_\text{н}$	Конечная концентрация	
		жидкости $x_\text{к}$	пара y
Изобутан (1)	0,100	0,0293	0,1055
н-Пентан (2)	0,100	0,0576	0,1031
Изопентан (3)	0,160	0,1027	0,1643
н-Гексан (4)	0,470	0,4929	0,4683
н-Гептан (5)	0,170	0,2707	0,1624
Итого	1,000	0,9532	1,0035

Определение состава паровой фазы. Концентрацию каждого компонента в паре определяем из выражения

$$y = kx_\text{к}$$

Например, для изобутана

$$y_1 = k_1 x_{1,\text{к}} = 3{,}6 \cdot 0{,}0293 = 0{,}1055$$

и т. д.

Покомпонентный состав паровой фазы также приведен в табл. XI-4.

Пример XI.6. 3000 *кг* неочищенного скипидара, содержащего 8% воды, подвергают перегонке с водяным паром при давлении 760 *мм рт. ст.* Для перегонки применяют насыщенный пар давлением $p = 1{,}725$ *кгс/см²*. Определить общий расход пара.

Начальная температура смеси $t = 25°$ C; теплота парообразования скипидара $r = 71{,}5$ *ккал/кг*; удельная теплоемкость скипидара $c = 0{,}59$ *ккал/(кг·град)*; молекулярный вес скипидара $M_\text{ск} = 140$; эффективность насыщения $\eta = 0{,}85$.

Таблица XI-5. Давление перегонки с водяным паром смеси скипидара и воды при различных температурах

	t, °C						
	80	85	90	95	100	105	110
$P_\text{вод}$, *мм рт. ст.*	354	435	525	635	760	905	1075
$P_\text{ск}$, *мм рт. ст.*	65	82	100	125	145	170	192
$\eta P_\text{ск}$	55	70	85	106	123	145	163
p, *мм рт. ст.*	409	505	610	741	883	1050	1238

Решение.

Определение температуры перегонки. Вычисляем значения суммы, стоящей в правой части уравнения (XI.12)

$$p = P_\text{вод} + \eta P_\text{ск} = P_\text{вод} + 0{,}85 P_\text{ск}$$

где $P_\text{ск}$ — давление паров чистой перегоняемой жидкости (скипидара). Вычисленные значения при различных температурах приведены в табл. XI-5.

На рис. XI-5 приведена зависимость полученных величин, а также парциальных давлений обоих компонентов (воды и скипидара) от температуры. По этому графику находим величину температуры перегонки $t_\text{п} = 95{,}5°$ C и значения парциальных давлений компонентов при этой температуре:

$$p_\text{вод} = P_\text{вод} = 640 \text{ мм рт. ст.};$$

$$p_\text{ск} = 0{,}85 P_\text{ск} = 108 \text{ мм рт. ст.};$$

$$P_\text{ск} = 127 \text{ мм рт. ст.}$$

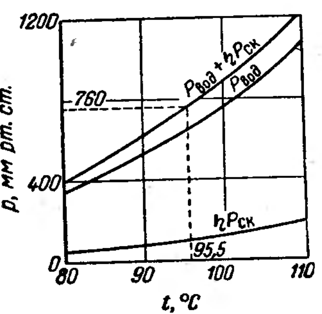


Рис. XI-5. Определение температуры кипения бинарной системы из несмешивающихся компонентов вода — скипидар.

Определение общего расхода пара. Пар расходуется на перегонку, нагревание смеси до температуры перегонки и испарение скипидара:

1) определение расхода пара на перегонку. Пользуясь уравнением (XI. 11), получаем

$$m_\text{вод} = m_\text{ск} \frac{M_\text{вод}}{M_\text{ск}\eta}\left(\frac{p}{P_\text{ск}} - \eta\right) = 3000 \cdot 0{,}92 \frac{18}{140 \cdot 0{,}85}\left(\frac{760}{127} - 0{,}85\right) = 2150 \text{ кг}$$

2) определение количества пара, необходимого для нагревания и испарения смеси.

Количество тепла, необходимого для нагревания смеси от начальной температуры до температуры перегонки, составит

$$q_\text{нагр} = 3000\ (0{,}92 \cdot 0{,}59 + 0{,}08 \cdot 1)(95{,}5 - 25) = 132\,000 \text{ ккал}$$

Количество тепла, расходуемого на испарение скипидара

$$q_\text{исп} = 3000 \cdot 0{,}92 \cdot 71{,}5 = 197\,000 \text{ ккал}$$

Общее количество тепла, затрачиваемого на нагревание и испарение

$$q_{\text{нагр}+\text{исп}} = 132\,000 + 197\,000 = 329\,000 \text{ ккал}$$

Часть необходимого тепла вносится паром, служащим для перегонки, при понижении его давления от 1270 *мм рт. ст.* (1,725 *кгс/см²*) до 640 *мм рт. ст.* (0,87 *кгс/см²*) и охлаждении со 110 до 95,5° C; при этом энтальпия пара снижается от 643,3 до 637,6 *ккал/кг*. Соответствующее количество тепла составляет

$$q_\text{изб} = m_\text{вод}\left(i_1'' - i_2''\right) = 2150\,(643{,}3 - 637{,}6) = 12\,300 \text{ ккал}$$

Следовательно, для нагревания и испарения требуется подвести

$$329\,000 - 12\,300 = 316\,700 \text{ ккал}$$

При этом сконденсируется и останется в аппарате следующее количество пара:

$$m_\text{конд} = \frac{316\,700}{643{,}3 - 95{,}5} = 580 \text{ кг}$$

Отсюда общая потребность в паре

$$m = m_{\text{вод}} + m_{\text{конд}} = 2150 + 580 = 2730 \text{ кг}$$

и удельный расход пара составляет

$$m_{\text{уд}} = \frac{m}{m_{\text{ск}}} = \frac{2730}{3000 \cdot 0{,}92} = 0{,}99 \text{ кг пара/кг скипидара}$$

Пример XI.7. В тарельчатой ректификационной колонне непрерывного действия производительностью 1000 *кмол/ч* исходной смеси, содержащей 40 мол. % метилового спирта и 60 мольн. % этилового спирта, надо получить дистиллят, содержащий 95 мольн. % метилового спирта, и остаток, содержащий 96,66 мольн. % этилового спирта. Колонна работает при атмосферном давлении. Определить минимальное число теоретических тарелок, число теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1{,}5\ R_{\text{мин}}$ и действительное число тарелок.

Равновесные концентрации приведены в табл. XI-6.

Таблица XI-6. **Зависимость относительных летучестей компонентов смеси метаиол — этанол от температуры**

	Температура, °C											
	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9
Мольная доля в жидкости x	0	0,05	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1
Мольная доля в паре y . .	0	0,074	0,143	0,271	0,396	0,515	0,626	0,723	0,798	0,866	0,932	1
$1-x$	—	0,95	0,90	0,80	0,70	0,60	0,50	0,40	0,30	0,20	0,10	—
$1-y$	—	0,926	0,857	0,729	0,604	0,485	0,374	0,277	0,202	0,134	0,068	—
Относительная летучесть α	—	1,52	1,50	1,49	1,53	1,59	1,67	1,74	1,69	1,62	1,52	—
Средние относительные летучести по зонам				1,53						1,64		
по колонне в целом						1,59						

Решение.

Составление материального баланса колонны. Воспользуемся уравнениями (XI.13) и (XI.14):

$$F = W + D$$

$$Fx_F = Wx_W + Dx_D$$

Согласно условиям задачи, $F = 1000$ *кмоль/ч*; $x_F = 0{,}40$;

$$x_D = 0{,}95; \quad x_W = 1 - 0{,}9666 = 0{,}0334$$

Подставляем эти значения в предыдущие выражения

$$1000 = W + D$$

$$1000 \cdot 0{,}40 = 0{,}0334W + 0{,}95D$$

Получаем $W = 600$ *кмоль/ч* и $D = 400$ *кмоль/ч*, или на 1 *кмоль* дистиллята

$$F = \frac{1000}{400} = 2{,}5; \qquad W = \frac{600}{400} = 1{,}5$$

Определение относительной летучести. По уравнению (XI.4)

$$\alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)}$$

Вычисленные значения α приведены в табл. XI-6; в этой же таблице даны средние значения относительной летучести для исчерпывающей части, укрепляющей части и для всей колонны. В данном случае использование средних значений α вполне правомерно, так как изменения относительной летучести невелики.

Определение минимального числа тарелок:

1) Методом Мак-Кэба — Тиле. Строим кривую равновесия (рис. XI-6) и проводим диагональ диаграммы, которая представляет собой рабочую линию при бесконечном флегмовом числе; строим ступенчатую линию, начиная от точки D, пока не перейдем за точку W. При этом получаем $N_{\text{мин}} = 13{,}30$ теоретических тарелок.

2) Методом Фенске. Воспользуемся уравнением (XI.22)

$$N_{\text{мин}} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha} \lg \frac{x_D(1-x_W)}{x_W(1-x_D)}$$

Подстановка числовых значений дает

$$N_{\text{мин}} + 1 = \frac{1}{\lg 1{,}59} \lg \frac{0{,}95(1-0{,}0334)}{0{,}0334(1-0{,}95)} = 13{,}93$$

откуда минимальное число тарелок равно

$$N_{\text{мин}} = 13{,}93 - 1 = 12{,}93$$

Рис. XI-6. Графическое определение числа теоретических тарелок по методу Мак-Кэба — Тиле (к примеру XI-7).

Определение числа теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1{,}5\ R_{\text{мин}}$.

1) Методом Мак-Кэба—Тиле. Сначала определяем минимальное флегмовое число по уравнению (XI.20) или (XI.21). Из уравнения (XI.20) получаем

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0{,}95 - 0{,}515}{0{,}515 - 0{,}40} = 3{,}78$$

а из уравнения (XI.21)

$$R_{\text{мин}} = \frac{1}{1{,}59 - 1} - \left(\frac{0{,}95}{0{,}40} - 1{,}59\,\frac{0{,}05}{0{,}60}\right) = 3{,}80$$

т. е. практически одинаковые величины. Рабочее флегмовое число в колонне составит

$$R = 1{,}50R_{\text{мин}} = 1{,}50 \cdot 3{,}8 = 5{,}70$$

Определяем начальную ординату рабочей линии укрепляющей части по уравнению (XI.16)

$$y_0 = \frac{1}{R+1} \cdot x_D = \frac{1}{5{,}70 + 1} \cdot 0{,}95 = 0{,}142$$

Строим рабочую линию укрепляющей части (см. рис. XI.6), которая проходит через точки D (0,95; 0,95) и A (0,142; 0); рабочую линию исчерпывающей части находим, воспользовавшись тем, что она пересекается с рабочей линией укрепляющей части в точке с абсциссой x_F. Построив ступенчатую линию между рабочими линиями и линией равновесия, получим число теоретических тарелок $N = 24{,}9$; из них 10,3 относятся к укрепляющей, а 14,6 — к исчерпывающей части. Исходную смесь следует подавать на одиннадцатую тарелку.

2) Методом Джиллилэнда. Вычисляем точку на абсциссе диаграммы, изображенной на рис. XI. 2

$$\frac{R - R_{\text{мин}}}{R+1} = \frac{5{,}7 - 3{,}8}{5{,}7+1} = 0{,}284$$

Из рис. XI-2 получаем значение ординаты

$$\frac{S - S_{\text{мин}}}{S+1} = 0{,}40$$

Значение $S_{\text{мин}}$ уже определено выше по уравнению (XI.22)

$$S_{\text{мин}} = N_{\text{мин}} + 1 = 13{,}93$$

Подставив эту величину в предыдущее выражение, получим $S = 23{,}9$. Считая, что установка работает с полной конденсацией пара в дефлегматоре, получаем

$$S = N + 1; \quad N = 22{,}9 \text{ теоретических тарелок}$$

3) Методом Смокера. Определяем число теоретических тарелок для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны в отдельности.

Укрепляющая часть. Пользуемся уравнением (XI. 23)

$$N_{\text{ук}} = \frac{1}{\lg \dfrac{\alpha}{mc^2}} \lg \frac{\left[1 - \dfrac{mc(\alpha - 1)(x_F - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_D - k)}{\left[1 - \dfrac{mc(\alpha - 1)(x_D - k)}{\alpha - mc^2}\right](x_F - k)}$$

где $\alpha = 1{,}64$ (см. табл. XI-6); $m = \dfrac{R}{R+1} = \dfrac{5{,}7}{6{,}7} = 0{,}85$; $y_0 = 0{,}142$.

Из уравнений (XI. 24) и (XI. 25) получаем $k = 0{,}253$; $c = 1{,}162$.

Подставив в предыдущее выражение числовые величины, получим

$$N_{\text{ук}} = \frac{1}{\lg \dfrac{1{,}64}{0{,}85 \cdot 1{,}162^2}} \lg \frac{\left[1 - \dfrac{0{,}85 \cdot 1{,}162\,(1{,}64 - 1)\,(0{,}40 - 0{,}253)}{1{,}64 - 0{,}85 \cdot 1{,}162^2}\right](0{,}95 - 0{,}253)}{\left[1 - \dfrac{0{,}85 \cdot 1{,}162\,(1{,}64 - 1)\,(0{,}95 - 0{,}253)}{1{,}64 - 0{,}85 \cdot 1{,}162^2}\right](0{,}40 - 0{,}253)} =$$

$$= 10{,}1 \text{ теоретических тарелок}$$

Исчерпывающая часть. При $\alpha = 1{,}53$ (см. табл. XI-6) имеем

$$m = \frac{R+F}{R+1} = \frac{5{,}7 + 2{,}5}{5{,}7+1} = 1{,}224$$

$$y_0' = \frac{1 - F}{R+1} x_W = \frac{1 - 2{,}5}{6{,}7} \cdot 0{,}0334 = -0{,}00747$$

Используя уравнения (XI. 24) и (XI. 25), находим $k = -0{,}0227$; $c = 0{,}988$. Подставив найденные значения в уравнение (XI.23), записанное для исчерпывающей части, получим

$$N_{\text{исч}} = 14{,}2 \text{ теоретических тарелок}$$

Общее число теоретических тарелок

$$N = N_{\text{ук}} + N_{\text{исч}} = 10{,}1 + 14{,}2 = 24{,}3$$

4) Дифференциальным методом Льюиса. Определяем число теоретических тарелок для обеих частей колонны в отдельности. Для укрепляющей части используем уравнение (XI. 26)

$$N_{\text{ук}} = \int_{x_F}^{x_D} \frac{dx}{(y - x) - \dfrac{1}{R}(x_D - y)} = \int_{0{,}40}^{0{,}95} \frac{dx}{(y - x) - \dfrac{1}{5{,}7}(0{,}95 - y)}$$

а для исчерпывающей части — уравнение (XI.27)

$$N_{\text{исч}} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{(y - x) + \dfrac{W}{F+R}(x_W - y)} = \int_{0{,}0334}^{0{,}40} \frac{dx}{(y - x) + \dfrac{1{,}5}{2{,}5 + 5{,}7}(0{,}0334 - y)}$$

Интегрируем с помощью формулы Симпсона (I.48), разделив каждую из частей колонны на два интервала. Промежуточные величины, необходимые для вычислений, приведены в табл. XI-7.

Таблица XI-7. **К расчету числа теоретических тарелок ректификационной колонны методом Льюиса**

Укрепляющая часть	x	0,40	0,5375	0,675	0,8125	0,95
	y	0,515	0,663	0,788	0,88	0,97
	$y - x$	0,115	0,1255	0,113	0,0675	0,02
	$(0{,}95 - y)$	0,435	0,287	0,162	0,07	−0,02
	$(0{,}95 - y)\dfrac{1}{5{,}7}$	0,0763	0,0504	0,0284	0,0123	−0,0035
	$(y - x) - \dfrac{1}{5{,}7}(0{,}95 - y)$	0,0387	0,0751	0,0846	0,0551	0,0235
	$\dfrac{1}{(y - x) - \dfrac{1}{5{,}7}(0{,}95 - y)}$	25,84	13,32	11,82	18,12	42,55
Исчерпывающая часть	x	0,033	0,12475	0,2165	0,30825	0,40
	y	0,057	0,180	0,295	0,404	0,515
	$y - x$	0,024	0,05525	0,0785	0,09575	0,115
	$0{,}0334 - y$	−0,0236	−0,1466	−0,2616	−0,3706	−0.4816
	$\dfrac{1{,}5}{8{,}2}(0{,}0334 - y)$	−0,00416	−0,0259	−0,04616	−0,0654	−0,08499
	$(y - x) + \dfrac{1{,}5}{8{,}2}(0{,}0334 - y)$	0,01984	0,02935	0,03234	0,03035	0,03
	$\dfrac{1}{(y - x) + \dfrac{1{,}5}{8{,}2}(0{,}0334 - y)}$	50,4	34,1	30,9	32,9	33,3

Применяя формулу Симпсона, получаем

$$N_{\text{ук}} = \int\limits_{0,40}^{0,95} \frac{dx}{(y-x) - \frac{1}{5,7}(0,95-y)} = \frac{0,95-0,40}{6,2}(25,84+42,55) +$$

$$+ 2 \cdot 11,82 + 4(13,31+18,12) = 10 \text{ теоретических тарелок}$$

$$N_{\text{исч}} = \int\limits_{0,0334}^{0,40} \frac{dx}{(y-x) + \frac{1,5}{8,2}(0,0334-y)} = \frac{0,40-0,0334}{6 \cdot 2} \times$$

$$\times [(50,4+33,3+2 \cdot 30,9+4(34,1+32,9)] = 12,6 \text{ теоретических тарелок}$$

Общее число теоретических тарелок

$$N = N_{\text{ук}} + N_{\text{исч}} = 10 + 12,6 = 22,6$$

Сопоставление результатов, полученных различными методами (табл. XI-8), показывает, что они близки друг к другу.

Таблица XI-8. **Сравнение чисел теоретических тарелок ректификационной колонны, полученных различными методами**

Метод	Число теоретических тарелок N	Минимальное число теоретических тарелок $N_{\text{мин}}$
Фенске	—	12,93
Мак-Кэба — Тиле . . .	24,9	13,30
Джиллилэнда	22,9	—
Смокера	24,3	—
Льюиса	22,6	—

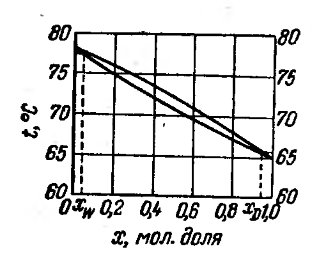


Рис. XI-7. Определение средней температуры в колонне (к примеру XI-7).

Определение действительного числа тарелок. Используем уравнение (XI.32)

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{т}}}{\eta}$$

Общий к. п. д. определяем по уравнению (XI.33)

$$\eta = 17 - 61,6 \lg \sum x_i \mu_i$$

Температуры верха и низа колонны, усредняемые для определения вязкостей μ_i, находим по диаграмме температур кипения, представленной на рис. XI-7.

По диаграмме получаем:

$$t_W = 77,5° \text{ C}; \quad t_D = 65,3° \text{ C}$$

Следовательно, средняя температура в колонне

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_W + t_D}{2} = \frac{77,5+65,3}{2} = 71,4° \text{ C}$$

При этой температуре вязкости метилового спирта (A) и этилового спирта (B) составляют

$$\mu_A = 0,32 \text{ спз}; \quad \mu_B = 0,49 \text{ спз}$$

Подставив эти значения в уравнение (XI.33), получим:

$$\eta = 17 - 61,6 \lg(0,4 \cdot 0,32 + 0,6 \cdot 0,49) = 40,1\%$$

Это означает, что действительное число тарелок примерно в 2,5 раза больше числа теоретических тарелок.

Пример XI. 8. В тарельчатой ректификационной колонне подвергают ректификации 775,8 *кмоль/ч* дебутанизированного газойля для получения дистиллята, содержащего 94,3 мольн. % изопентана; остаток должен содержать 2,54 мольн. % изопентана. Колонна работает с флегмовым числом $R = 2,80\ R_{\text{мин}}$. Определить действительное число тарелок, если общий к. п. д. $\eta = 0,70$. Состав исходной смеси (в мольн. %): *н*-бутан — 0,59; изопентан — 18,00; *н*-пентан — 27,5; циклопентан — 0,36; гексан — 53,55.

Решение. *Составление материального баланса.* Подставив в уравнения (XI.13) и (XI.14) заданные величины, получим

$$775,8 = W + D$$

$$775,8 \cdot 0,18 = 0,0254W + 0,943D$$

откуда $W = 644,7$ *кмоль/ч*; $D = 131,1$ *кмоль/ч* или на один *кмоль* дистиллята

$$F = \frac{775,8}{131,1} = 5,9; \quad W = \frac{644,7}{131,1} = 4,9$$

В качестве легколетучего ключевого компонента (ЛКК) выбираем изопентан, а в качестве труднолетучего ключевого компонента (ТКК) — *н*-пентан. В дистиллят полностью переходят компоненты, более летучие, чем ЛКК, и следы менее летучих. Бутан полностью переходит в дистиллят в количестве

$$0,0059 \cdot 775,8 = 4,6 \text{ кмоль/ч}$$

Из всего количества изопентана (легколетучий ключевой компонент) в дистиллят переходит

$$0,943 \cdot 131,1 = 123,6 \text{ кмоль/ч}$$

В дистилляте будет содержаться ТКК (*н*-пентан) в количестве

$$131,1 - 123,6 + 4,6 = 2,9 \text{ кмоль/ч}$$

Аналогично определяем состав остатка, считая, что все компоненты с меньшей летучестью, чем у *н*-пентана, полностью переходят в остаток. Найденные таким образом составы приведены в табл. XI-9.

Определение рабочего давления и температуры в колонне. Для того чтобы разделяемая смесь находилась в жидком состоянии, ректификацию следует проводить под давлением. Принимаем давление в кипятильнике $p_W = 3$ *атм*, считая, что потери давления в колонне составляют 0,5 *атм*. Тогда вверху колонны

Таблица XI-9. Составы дистиллята и остатка при ректификации многокомпонентной смеси (пример XI. 8)

Компонент	Расход и состав					
	исходной смеси		дистиллята		остатка	
	кмоль/ч	мольн. %	кмоль/ч	мольн. %	кмоль/ч	мольн. %
Бутан	4,6	0,59	4,6	3,5	—	—
Изопентан	139,6	18,00	123,6	94,3	16	2,54
н-Пентан	213,3	27,50	2,9	2,2	210,4	32,6
Циклопентан	2,8	0,36	—	—	2,8	0,43
Гексан	415,4	53,55	—	—	415,4	64,43
Итого	775,7	100,00	131,1	100,0	644,6	99,9

давление $p_D = 2,5$ *атм*. Температуры в кипятильнике и в верхней части колонны находим из условий, формулируемых уравнениями (VIII. 24) и (VIII. 25):

для кипятильника

$$\sum y_i = \sum \frac{x_i P_i}{p_W} = 1$$

для верхней части колонны

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i p_D}{P_i} = 1$$

где P_i — давление паров чистых компонентов при рабочей температуре.

После нескольких проб получаем: в кипятильнике $t_W = 96,5°$ С; вверху колонны $t_D = 55°$ С. Полученные результаты приведены в табл. XI-10.

Таблица XI-10. Температуры, давления и относительные летучести компонентов в кипятильнике и верхней части колонны

Компонент	В кипятильнике $p_W = 3$ *атм*; $t_W = 96,5°$ С				В верхней части колонны $p_D = 2,5$ *атм*; $t_D = 55°$ С			
	P_i, *атм*	$x_{W,i}$	$\frac{x_i P_i}{p_W} = y_{W,i}$	α_i	P_i, *атм*	$y_{D,i} = x_{D,i}$	$\frac{y_i p_D}{P_i} = x_i$	α_i
Бутан	—	—	—	—	5,45	0,035	0,016	2,74
Изопентан	6,56	0,0254	0,055	1,205	2,46	0,943	0,959	1,23
н-Пентан	5,45	0,326	0,595	1,0	1,99	0,022	0,027	1,0
Циклопентан	3,64	0 0043	0,00513	0,67	—	—	—	—
Гексан	1,575	0,6443	0,338	0,29	—	—	—	—
Итого	—	1,0000	0,9933	—	—	1,000	1,002	—

В табл. XI-10 приведены также вычисленные значения относительной летучести по труднолетучему ключевому компоненту. Как видно из таблицы, в соответствующем интервале температур и давлений относительная летучесть легколетучего ключевого компонента (изопентана) по труднолетучему ключевому компоненту (н-пентану) изменяется мало, так что при расчетах можно пользоваться средним значением

$$\alpha = \frac{1,204 + 1,23}{2} = 1,217$$

Определение числа теоретических тарелок. Воспользуемся графическим методом Джиллилэнда (1) и методом расчета «от тарелки к тарелке» (2):

1) Метод Джиллилэнда. Сначала находим минимальное флегмовое число по уравнению (XI.21)

$$R_{мин} = \frac{1}{\alpha - 1}\left(\frac{x_{A,\,D}}{x_{A,\,F}} - \alpha\frac{x_{B,\,D}}{x_{B,\,F}}\right)$$

где α — относительная летучесть ЛКК по ТКК.

Так как исходная смесь содержит очень много гексана, относительная летучесть которого по труднолетучему ключевому компоненту мала, то составы $x_{A,\,F}$ и $x_{B,\,F}$ будем определять без учета гексана, который ввиду своей низкой летучести будет перемещаться в сторону кипятильника, практически не участвуя в масообмене. При проведении более точных расчетов необходимо предварительно определить состав жидкости на тарелке питания. Однако если компонент с очень низкой летучестью (гексан) не участвует в массообмене, то исключение его из расчета приведет к незначительной ошибке.

Мольные доли $x_{A,\,F}$ и $x_{B,\,F}$ без учета гексана составят

$$x_{A,\,F} = \frac{0,18}{1 - 0,5355} = 0,3875;$$

$$x_{B,\,F} = \frac{0,275}{1 - 0,5355} = 0,591$$

Подставив эти значения в уравнение (XI.21), получим

$$R_{мин} = \frac{1}{1,217 - 1}\left(\frac{0,943}{0,3875} - 1,217\,\frac{0,022}{0,591}\right) = 11,2$$

Вычисляем значение абсциссы для определения $\frac{S - S_{мин}}{S + 1}$ по рис. XI-2, при $R = 2,80\ R_{мин} = 31,3$

$$\frac{R - R_{мин}}{R + 1} = \frac{31,3 - 11,2}{31,3 + 1} = 0,621$$

По рис. XI-2 получаем значение ординаты

$$\frac{S - S_{мин}}{S + 1} = 0,2$$

Значение величины $S_{мин}$ определяем из уравнения (XI.22)

$$S_{мин} = N_{мин} + 1 = \frac{1}{\lg \alpha}\lg\frac{x_{A,\,D}x_{B,\,W}}{x_{B,\,D}x_{A,\,W}} = \frac{1}{\lg 1,217}\lg\frac{0,943 \cdot 0,326}{0,022 \cdot 0,0254} = 32$$

Подставив это значение в предыдущее выражение, получим

$$\frac{S - 32}{S + 1} = 0,2; \quad S = 40,2$$

Отсюда число теоретических тарелок

$$N = S - 1 = 39,2$$

2) Метод «от тарелки к тарелке». Так как относительные летучести компонентов ректифицируемой смеси сильно отличаются друг от друга, желательно провести расчет для укрепляющей части, начиная его как с первой тарелки, так и с тарелки, на которую поступает исходная смесь, т. е. во встречных направлениях. Общая последовательность расчета: начинаем с кипятильника и продолжаем до тех пор, пока на какой-то тарелке полученный состав не будет соответствовать исходной смеси; затем продолжаем расчет, начиная от верха колонны, до тех пор, пока на какой-то n-ой тарелке не будут находиться только оба ключевых компонента и следы других компонентов; после этого продолжаем расчет, начиная от тарелки питания, пока не получим состав жидкости, идентичный составу на n-ой тарелке. На этом расчет заканчивается.

Расчет числа теоретических тарелок исчерпывающей части* начинаем с кипятильника, последовательно используя уравнения равновесной и рабочей концентраций

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i}$$

$$x_i = \frac{R+1}{R+F} y_i + \frac{F-1}{R+F} x_{W,\,i}$$

Согласно условиям задачи, последнее выражение принимает вид

$$x_i = \frac{31{,}3+1}{31{,}3+5{,}9} y_i + \frac{5{,}3-1}{31{,}3+5{,}9} x_{W,\,i} = 0{,}868 y_i + 0{,}132 x_{W,\,i}$$

Мольные доли $x_{W,\,i}$ приведены в табл. XI-10; в этой же таблице даны мольные доли в паровой фазе $y_{W,\,i}$, вычисленные из условий равновесия. Исходя из равновесного состава пара в кипятильнике, определяем состав жидкости на тарелке 1′ с помощью уравнения, выражающего рабочие концентрации каждого компонента. Исходя из состава полученной таким образом жидкости, определяем состав пара, образующегося на тарелке 1′, с помощью уравнения равновесия, примененного к каждому компоненту. Продолжаем расчет аналогичным образом. Для первой тарелки после кипятильника выражения рабочих концентраций имеют вид:

изопентан $x = 0{,}868 \cdot 0{,}055 + 0{,}132 \cdot 0{,}0254$

н-пентан $x = 0{,}868 \cdot 0{,}595 + 0{,}132 \cdot 0{,}326$

циклопентан $x = 0{,}868 \cdot 0{,}0053 + 0{,}132 \cdot 0{,}0043$

гексан $x = 0{,}868 \cdot 0{,}338 + 0{,}132 \cdot 0{,}6443$

Используя также уравнение для равновесных концентраций, получим следующие данные (тарелка 1′).

Компонент	x_i	$\alpha_i x_i$	$y = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i}$
Изопентан	0,0511	0,062	0,084
н-Пентан	0,559	0,559	0,762
Циклопентан	0,005	0,003	0,004
Гексан	0,378	0,110	0,150
Итого . . .	0,9931	0,734	1,000

* Номера тарелок для исчерпывающей части помечены штрихом.

Расчет числа теоретических тарелок укрепляющей части начинаем сверху. Состав жидкости на тарелке 1 определяем, пользуясь уравнением равновесия

$$x_i = \frac{\dfrac{y_{D,\,i}}{\alpha_i}}{\sum \dfrac{y_{D,\,i}}{\alpha_i}}$$

По составу жидкости на тарелке 1 и уравнению рабочей линии определяем состав пара, поднимающегося с тарелки 2:

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{1}{R+1} x_{D,\,i} = \frac{31{,}3}{32{,}3} x_i + \frac{1}{32{,}3} x_{D,\,i} = 0{,}9697 x_i + 0{,}031 x_{D,\,i}$$

Зная состав пара, поднимающегося с тарелки 2, по выражению для равновесных концентраций определяем состав жидкости на этой тарелке и т. д. Из расчета следует, что на тарелке 5 в смеси будут содержаться только ключевые компоненты. Расчет укрепляющей части продолжаем, начиная его уже от тарелки питания. Для расчета пользуемся теми же уравнениями, что и для исчерпывающей части, но уравнение рабочей линии для укрепляющей части имеет вид

$$x_i = 1{,}031 y_i - 0{,}031 x_{D,\,i}$$

Расчет продолжаем до тех пор, пока состав не совпадет с результатами расчета (сверху вниз) для последней (пятой) тарелки.

Составы паров и жидкости на тарелках колонны приведены в табл. XI-11 — для исчерпывающей части и в табл. XI-12 — для укрепляющей части.

Таблица XI-11. Составы жидкости и пара на тарелках исчерпывающей части колонны

Тарелка	Состав жидкости x_i, мол. доли				Состав пара y_i, мол. доли			
	изопентан	*н*-пентан	циклопентан	гексан	изопентан	*н*-пентан	циклопентан	гексан
Кипятильник	0,0254	0,326	0,0043	0,6443	0,055	0,595	0,0053	0,338
1′	0,0511	0,559	0,005	0,378	0,084	0,762	0,004	0,150
2′	0,0763	0,704	0,004	0,215	0,107	0,818	0,003	0,072
3′	0,0963	0,753	0,003	0,147	0,127	0,824	0,002	0,047
4′	0,114	0,758	0,002	0,126	0,147	0,812	0,001	0,039
5′	0,131	0,748	0,001	0,119	0,168	0,796	0,001	0,037
6′	0,149	0,734	0,001	0,117	0,189	0,774	0,001	0,036
7′	0,168	0,715	0,001	0,116	0,213	0,751	0,001	0,035
8′	0,189	0,695	0,001	0,115	0,238	0,726	0,001	0,035
9′	0,210	0,673	0,001	0,115	0,264	0,700	0,001	0,035
10′	0,233	0,651	0,001	0,115	0,291	0,674	0,001	0,034
11′	0,256	0,628	0,001	0,115	0,318	0,647	0,001	0,034
12′	0,279	0,605	0,001	0,115	0,345	0,621	0,001	0,034
13′	0,303	0,582	0,001	0,115	0,372	0,593	0,001	0,034
14′	0,326	0,558	0,001	0,115	0,399	0,566	0,001	0,034
15′	0,350	0,527	0,001	0,115	0,429	0,536	0,001	0,034

Таблица XI-12. Составы паров и жидкости на тарелках укрепляющей части колонны

Тарелка	Состав паров y, мол. доли					Состав жидкости x, мол. доли				
	бутан	изопентан	н-пентан	циклопентан	гексан	бутан	изопентан	н-пентан	циклопентан	гексан
1	0,035	0,943	0,022	—	—	0,00159	0,957	0,0274	—	—
2	0,0165	0,956	0,0272	—	—	0,0074	0,959	0,0335	—	—
3	0,0083	0,958	0,0332	—	—	0,0037	0,956	0,0407	—	—
4	0,0047	0,956	0,0401	—	—	0,0021	0,949	0,049	—	—
5	0,003	0,949	0,0482	—	—	0,001	0,940	0,059	—	—
6	»	0,938	0,0619	—	—	»	0,938	0,0638	—	—
7	»	0,928	0,0724	—	—	»	0,928	0,0746	—	—
8	»	0,916	0,0843	—	—	»	0,915	0,0869	—	—
9	»	0,902	0,0980	—	—	»	0,901	0,101	—	—
10	»	0,887	0,113	—	—	»	0,885	0,117	—	—
11	»	0,869	0,130	—	—	»	0,867	0,134	—	—
12	»	0,850	0,150	—	—	»	0,847	0,155	—	—
13	»	0,827	0,172	—	—	»	0,823	0,177	—	—
14	»	0,803	0,196	—	—	»	0,799	0,202	—	—
15	»	0,776	0,223	—	—	»	0,771	0,230	—	—
16	»	0,748	0,252	—	—	»	0,742	0,260	—	—
17	»	0,718	0,283	—	—	»	0,711	0,291	—	—
18	»	0,686	0,313	—	—	»	0,676	0,323	—	—
19	»	0,653	0,347	—	—	»	0,644	0,358	—	—
20	»	0,618	0,382	—	—	»	0,608	0,394	—	—
21	»	0,583	0,417	—	—	»	0,572	0,430	—	—
22	»	0,547	0,452	0,0002	0,0007	»	0,535	0,466	0,0002	0,0007
23	»	0,511	0,486	0,0003	0,0026	»	0,498	0,500	0,0003	0,0027
24	»	0,474	0,516	0,0004	0,0095	»	0,460	0,532	0,0004	0,01
25	»	0,432	0,534	0,007	0,034	»	0,416	0,55	0,0007	0,035
15′	—	0,429	0,536	0,001	0,034	—	0,350	0,527	0,001	0,115

Из этих данных видно, что на тарелке 15′ мольная доля ЛКК приблизительно равна его мольной доле на тарелке питания:

$$x_{A15'} = \frac{0,350}{0,350 + 0,527} = 0,399$$

$$x_{A.\ F} = \frac{0,18}{0,18 + 0,275} = 0,395$$

Отсюда следует, что тарелка 15′ и есть та тарелка, на которую поступает исходная смесь.

Можно отметить, что в укрепляющей части смесь ведет себя как бинарная. Число теоретических тарелок

$$N_т = 15 + 25 = 40$$

Это значение очень близко к найденному по методу Джиллилэнда.

Действительное число тарелок при общем к. п. д. тарелок $\eta = 0,7$ составит

$$N_д = \frac{N_т}{0,70} = \frac{40}{0,70} = 57 \text{ тарелок}$$

Пример XI. 9. Определить оптимальное значение флегмового числа для колонны, в которой происходит ректификация смеси четыреххлористый углерод — толуол. Четыреххлористый углерод содержится: в исходной смеси 22 мольн. %; в дистилляте 90 мольн. %; в остатке 2,2 мольн. %.

Решение. Находим минимум кривой, соответствующей уравнению (XI. 34)

$$N_R(R + 1) = f(R)$$

причем числа единиц переноса N_R при различных значениях $R > R_{мин}$ определяем по уравнению (XI. 35)

$$N_R = \int_{x_W}^{x_D} \frac{dx}{x - x^*}$$

Расчет проводим по следующей схеме: строим на диаграмме равновесия рабочие линии, соответствующие различным значениям $R > R_{мин}$; для каждого флегмового числа определяем значения $(x - x^*)$ из рабочих условий и условий равновесия; определяем для каждого флегмового числа число единиц переноса по уравнению (XI.35) и вычисляем произведение $N_R(R + 1)$; затем строим график функции (XI. 34) и находим минимум на полученной кривой.

Рис. XI-8. К определению оптимального флегмового числа для смеси четыреххлористый углерод — толуол.

На рис. XI-8 представлена диаграмма равновесия смеси четыреххлористый углерод — толуол. На этой диаграмме проведены рабочие линии, соответствующие флегмовым числам, значения которых приведены ниже:

R	2,66	3,07	3,98	5,18
$y_0 = \frac{x_D}{R+1}$	0,246	0,221	0,181	0,146

Таблица XI-13. К расчету оптимального флегмового числа

x	$R = 2,66$		$R = 3,07$		$R = 3,98$		$R = 5,18$	
	$x - x^*$	$\frac{1}{x - x^*}$	$x - x^*$	$\frac{1}{x - x^*}$	$x - x^*$	$\frac{1}{x - x^*}$	$x - x^*$	$\frac{1}{x - x^*}$
0,022	0,01	100	0,01	100	0,01	100	0,01	100
0,10	0,0225	44,5	0,025	40	0,03	33,3	0,035	28,6
0,15	0,025	40	0,0325	30,8	0,04	25	0,05	20
0,22	0,01	100	0,025	40	0,045	22,2	0,06	16,7
0,30	0,05	20	0,06	16,7	0,08	12,5	0,095	10,5
0,35	0,065	15,4	0,08	12,5	0,1	10	0,115	8,7
0,40	0,090	11,2	0,10	10	0,115	8,7	0,13	7,7
0,45	0,11	9,1	0,125	8,0	0,135	7,41	0,15	6,65
0,50	0,13	7,7	0,14	7,15	0,16	6,25	0,17	5,88
0,60	0,15	6,65	0,156	6,42	0,175	5,72	0,185	5,42
0,70	0,165	6,04	0,170	5,88	0,175	5,72	0,185	5,42
0,80	0,165	6,04	0,170	5,88	0,170	5,88	0,18	5,55
0,90	0,145	6,9	0,145	6,9	0,145	6,9	0,145	6,9

Таблица XI-14. Зависимость $N_R(R+1)$ от R

R	N_R	$R+1$	$N_R(R+1)$	R	N_R	$R+1$	$N_R(R+1)$
2,66	21,5	3,66	78,7	3,98	12,07	4,98	60,1
3,07	12,92	4,07	52,6	5,18	11,0	6,18	68,0

Для каждого принятого значения флегмового числа определяем по диаграмме значения $(x - x^*)$ при разных x. Значения величины, обратной этой разности, в интервале изменения концентраций в колоне приведены в табл. XI-13.

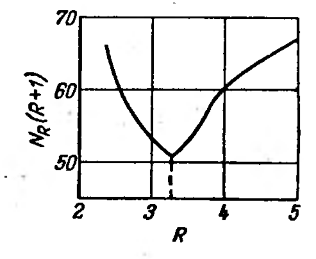


Рис. XI-9. Определение оптимального флегмового числа в примере XI-9.

Затем находим число единиц переноса по уравнению (XI. 35). Результаты приведены в табл. XI-14 и на графике (рис. XI-9). Из рисунка видно, что минимуму кривой соответствует оптимальное флегмовое число $R = 3,25$.

Пример XI. 10. В ректификационной колонне с колпачковыми тарелками, работающей при атмосферном давлении, происходит разделение 42 000 *кг/сутки* бинарной смеси четыреххлористый углерод — толуол. Концентрация легколетучего компонента: в исходной смеси $c_F = 32\%$; в дистилляте $c_D = 93,4\%$; в остатке $c_W = 3,6\%$.

Определить действительное число тарелок и высоту колонны, если коэффициенты массоотдачи, отнесенные к активной поверхности тарелки, равны:

$$k_г = 1000 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta y)^{-1}$$

$$k_ж = 400 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta x)^{-1}$$

Определить также расходы пара в кипятильнике и воды в дефлегматоре.

Решение. *Составление материального баланса.* Часовой расход исходной смеси

$$F_m = \frac{42\,000}{24} = 1750 \text{ кг/ч}$$

Пересчитываем весовые % в мольные доли

$$x_F = \frac{\dfrac{c_F}{M_1}}{\dfrac{c_F}{M_1} + \dfrac{1-c_F}{M_2}} = \frac{\dfrac{0,32}{154}}{\dfrac{0,32}{154} + \dfrac{0,68}{92}} = 0,22$$

$$x_D = \frac{\dfrac{c_D}{M_1}}{\dfrac{c_D}{M_1} + \dfrac{1-c_D}{M_2}} = \frac{\dfrac{0,934}{154}}{\dfrac{0,934}{154} + \dfrac{0,066}{92}} = 0,89$$

$$x_W = \frac{\dfrac{c_W}{M_1}}{\dfrac{c_W}{M_1} + \dfrac{1-c_W}{M_2}} = \frac{\dfrac{0,036}{154}}{\dfrac{0,036}{154} + \dfrac{0,964}{92}} = 0,022$$

Определяем мольные расходы исходной смеси и остатка, отнесенные к расходу дистиллята. Расход F исходной смеси

$$F = \frac{F_m c_F}{154} + \frac{F_m(1-c_F)}{92} = \frac{1750 \cdot 0,32}{154} + \frac{1750 \cdot 0,68}{92} = 16,57 \text{ кмоль/ч}$$

Обозначив количество дистиллята через D, а остатка — через W, имеем

$$F = D + W$$

$$x_F F = x_D D + x_W W$$

откуда

$$16,57 = D + W$$

$$0,22 \cdot 16,57 = 0,89D + 0,022W$$

и

$$D = 3,77 \text{ кмоль/ч}; \quad W = 12,8 \text{ кмоль/ч}$$

Отнесем теперь расходы к расходу дистиллята

$$F = \frac{16,589}{3,77} = 4,40$$

$$W = \frac{12,800}{3,77} = 3,40$$

$$D = \frac{3,77}{3,77} = 1$$

Определение оптимального флегмового числа. Для рассматриваемых условий оптимальное флегмовое число уже было определено в примере XI.9 и составляет

$$R = 3,25 \text{ кмоль/кмоль}$$

Определение диаметра колонны. Вначале вычисляем объемный расход пара, после чего, задавшись скоростью пара, находим сечение колонны и ее диаметр. Объемный расход пара определяем по уравнению (XI.42), записанному в виде

$$Q_{об} = \frac{22,4}{3600} D(R+1) \frac{t+273}{273} \cdot \frac{p}{760}$$

Таблица XI-15. Равновесные данные для смеси четыреххлористый углерод — толуол

Температура, °C	Равновесные мольные доли		Относительная летучесть α	Температура, °C	Равновесные мольные доли		Относительная летучесть α
	в жидкости x	в паре y			в жидкости x	в паре y	
76,7	1	1	2,96	95	0,329	0,571	2,74
80	0,859	0,946	2,845	100	0,227	0,435	2,63
85	0,658	0,843	2,76	105	0,120	0,250	2,44
90	0,500	0,734	2,75	110,62	1	0	2,47

Среднюю температуру в колонне определяем как среднеарифметическое значение между температурами в кипятильнике t_W и вверху колонны t_D; эти температуры находим из рис. XI-10, построенного по данным табл. XI-15.

Получаем $t_D = 82°$ C и $t_W = 109°$ C. Следовательно, средняя температура

$$t_{ср} = \frac{109 + 82}{2} = 95{,}5° \text{ C}$$

Подставив эту величину в уравнение (XI. 42), получим

$$Q_{об} = \frac{22{,}4}{3600}\, 3{,}77\,(3{,}25 + 1)\, \frac{95{,}5 + 273}{273} \cdot \frac{760}{760} = 0{,}135 \text{ } м^3/ч$$

Рис. XI-10. К определению средней температуры пара в колонне для ректификации смеси четыреххлористый углерод — толуол (пример IX-10).

Диаметр колонны определяем, принимая среднюю скорость пара * в колонне $w = 0{,}48$ *м/сек*

$$d_к = \sqrt{\frac{4Q_{об}}{3{,}14w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}135}{3{,}14 \cdot 0{,}48}} = 0{,}6 \text{ } м$$

Определение действительного числа тарелок. Число тарелок на основании коэффициентов массообмена находим, построив ступенчатую линию между рабочими линиями и кинетической кривой, полученной по точкам, определенным из уравнений (XI. 38) и (XI. 39).

1) Построение линии равновесия и рабочих линий. Линия равновесия построена на рис. XI-11 на основании данных табл. XI-15.

Рабочие линии построены на том же графике, исходя из условий, что они должны проходить через точки D и W и пересекаться в точке, абсцисса которой x_F начальная ордината рабочей линии для укрепляющей части определена по уравнению (XI. 16)

$$y_0 = \frac{x_D}{R + 1} = \frac{0{,}89}{3{,}25 + 1} = 0{,}209$$

Таблица XI-16. **К построению кинетической кривой**

x	0,022	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90
$K_г$, *кмоль* $\cdot$ *м*$^{-2}$ $\cdot$ *ч*$^{-1}$ $(\Delta y)^{-1}$	61,3	67,1	72,7	77,2	80,7	83,5	85,70	87,7	89,2	90,4
$G = D\,(R + 1)$, *кмоль/ч* . .	3,77 (3,25 + 1) = 16,0									
$N_г = \frac{K_г S_т}{G}$	0,97	1,06	1,15	1,22	1,27	1,32	1,35	1,39	1,41	1,43
$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{N_г}$	2,6	2,86	3,13	3,35	3,55	3,72	3,82	3,94	4,03	4,20
$\overline{AB}$, *мм*	4,0	5,5	6,0	9,6	12,5	14	13,8	12,0	9,2	6,0
$\overline{BC} = \frac{\overline{AB}}{e^{N_г}}$, *мм*	1,54	1,90	1,92	2,86	3,52	3,75	3,6	3,04	2,3	1,43

* При выборе скорости пара в колонне следует руководствоваться соображениями и расчетными зависимостями, приводимыми в справочной и специальной литературе для тарелок различных конструкций. (*Прим. ред.*)

2) Построение кинетической кривой. Эту кривую строим, соединяя между собой точки C, полученные из уравнения (XI.39) при различных значениях коэффициента массопередачи $K_г$ по высоте колонны

$$\frac{\overline{AB}}{\overline{BC}} = e^{\frac{K_г S_т}{G}}$$

Рабочую площадь тарелки $S_т$ определяем, вычитая из площади сечения колонны S площади сечений, занятых сливными устройствами. Сечение одного сливного устройства

$$S_{сл} = \frac{d_к^2}{8}\left(\frac{3{,}14\alpha}{180} - \sin\alpha\right)$$

Принимая, что отношение между длиной сливного устройства b и диаметром колонны $d_к$ равно 0,6, получим величину центрального угла $\alpha = 73{,}8°$; следовательно, сечение одного сливного устройства составляет

$$S_{сл} = \frac{0{,}6^2}{8}\left(\frac{3{,}14 \cdot 73{,}8}{180} - 0{,}9603\right) = 0{,}015 \text{ } м^2$$

а рабочая площадь тарелки

$$S_т = S - 2S_{сл} = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}6^2}{4} - 2 \cdot 0{,}015 = 0{,}253 \text{ } м^2$$

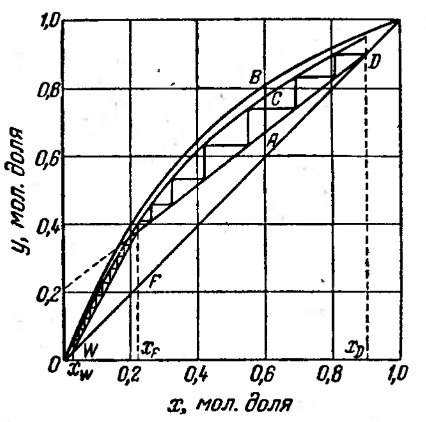


Рис. XI-11. Определение действительного числа тарелок в примере XI-10.

Значения коэффициента массопередачи $K_г$ вычислены ранее в примере VIII. 24 и приведены в табл. XI-16; в этой же таблице приведены результаты расчетов по формуле (XI. 39), необходимые для построения отрезков $\overline{BC}$ и кинетической кривой.

Между рабочими линиями и кинетической кривой, построенной по точкам C, полученным по данным табл. XI-17, строим на рис. XI-11 соответствующие ступеньки. При этом получается 17,4 тарелки. Принимаем действительное число тарелок $N_д = 18$.

Определение высоты колонны. Расчет тарелки для рассматриваемых условий уже выполнен в примере IX.5; при этом были определены потеря напора $h_т$ при прохождении паров через тарелку и расстояние между тарелками H:

$$h_т = 5{,}66 \cdot 10^{-2} \text{ } м \text{ } вод. \text{ } ст.; \quad H = 0{,}295 \text{ } м$$

Таким образом, высота колонны составит

$$N_д H = 18 \cdot 0{,}295 = 5{,}3 \text{ } м$$

а общая потеря напора в колонне

$$N_д h_т = 18 \cdot 5{,}66 \cdot 10^{-2} = 1{,}02 \text{ } м \text{ } вод. \text{ } ст. = 75 \text{ } мм \text{ } рт. \text{ } ст. = 9975 \text{ } н/м^2$$

Определение расхода пара в кипятильнике (1) и расхода воды в дефлегматоре (2).

1) Так как температура в кипятильнике равна 109° C, примем температуру греющего пара 120° C; его теплота парообразования $r_п = 525{,}7$ *ккал/кг*. Теплота

парообразования чистых компонентов смеси составляет: $r_1 = 6{,}36 \cdot 10^3$ *ккал/кмоль* — для четыреххлористого углерода и $r_2 = 8 \cdot 10^3$ *ккал/кмоль* — для толуола.

Теплоту парообразования дистиллята r_D определяем по аддитивности

$$r_D = r_1 x_D + r_2 (1 - x_D) = 6{,}36 \cdot 10^3 \cdot 0{,}89 + 8 \cdot 10^3 \cdot 0{,}11 = 6{,}54 \cdot 10^3 \text{ ккал/кмоль}$$

Подставив эту величину в уравнение (XI.40), получим количество пара на 1 *кмоль* дистиллята

$$G_п = (R+1)\frac{r_D}{r_п} = (3{,}25+1)\frac{6{,}54 \cdot 10^3}{525{,}7} = 52{,}8 \text{ кг/кмоль}$$

а так как часовой расход дистиллята $D = 3{,}77$ *кмоль/ч*, то необходимое количество пара

$$G_{п,\,ч} = DG_п = 3{,}77 \cdot 52{,}8 = 199 \text{ кг/ч}$$

2) Принимаем начальную и конечную температуры воды $t_н = 25°$ С и $t_к = 50°$ С. Из уравнения (XI.41) находим расход воды для конденсации 1 *кмоль* дистиллята

$$a_в = G_п \frac{r_п}{c(t_к - t_н)} = 52{,}8 \frac{525{,}7}{1(50-25)} = 1110 \text{ кг/кмоль}$$

Часовой расход воды

$$a_{в,\,ч} = Da_в = 3{,}77 \cdot 1110 = 4185 \text{ кг/ч}$$

Пример XI.11. По условиям предыдущей задачи определить высоту насадочной колонны, работающей в тех же условиях, что и тарельчатая колонна. В качестве насадки применяются кольца Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ *мм*, загруженные внавал.

Решение. *Определение поверхности насадки.* Для того чтобы воспользоваться уравнением (XI.36)

$$F = G \int_{y_W}^{y_D} \frac{dy}{K_г(y^* - y)}$$

необходимо сначала определить коэффициенты массоотдачи, а затем коэффициент массопередачи, отнесенный к паровой фазе $K_г$.

В рассматриваемых условиях коэффициенты массоотдачи, вычисленные по уравнениям (VIII.55) и (VIII.57), составляют

$$k_г = 1{,}4 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta y)^{-1}$$

$$k_ж = 4{,}2 \text{ кмоль} \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta x)^{-1}$$

Для определения коэффициента массопередачи, отнесенного к паровой фазе, воспользуемся уравнением (VIII.75)

$$K_г = \frac{1}{\frac{1}{k_г} + \frac{m}{k_ж}}$$

Так как относительную летучесть разделяемой смеси можно считать постоянной $\alpha = 2{,}7$ (см. табл. XI-15), то угловой коэффициент линии равновесия можно определить, дифференцируя уравнение (VIII.14)

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$m = \frac{dy}{dx} = \frac{\alpha}{[1 + (\alpha - 1)x]^2} = \frac{2{,}7}{(1 + 1{,}7x)^2}$$

Для интегрирования уравнения (XI.36) удобно пользоваться формулой Симпсона; интегрирование проводим для укрепляющей и исчерпывающей частей отдельно, разбивая интервал интегрирования каждый раз на два отрезка. Коэффициент массопередачи $K_г$ определяем при концентрациях, соответствующих выбранным отрезкам. Выполненные по уравнению (XI.36) расчеты для исчерпывающей и укрепляющей частей приведены ниже:

В исчерпывающей части колонны

x	0,022	0,0715	0,121	0,1705	0,220
y^*	0,066	0,165	0,255	0,348	0,425
y	0,022	0,111	0,200	0,290	0,380
$y^* - y$	0,044	0,054	0,055	0,058	0,045
m	2,5	2,15	1,86	1,60	1,43
$\frac{1}{k_г}$			0,714		
$\frac{m}{k_ж}$	0,595	0,511	0,443	0,381	0,340
$\frac{1}{K_г}$	1,309	1,229	1,157	1,095	1,054
$\frac{1}{K_г(y^* - y)}$	29,8	22,8	21,0	18,9	23,4

В укрепляющей части колонны

x	0,22	0,39	0,56	0,73	0,89
y^*	0,425	0,639	0,782	0,888	0,962
y	0,38	0,51	0,64	0,77	0,89
$y^* - y$	0,045	0,129	0,142	0,118	0,072
m	1,43	0,98	0,709	0,538	0,428
$\frac{1}{k_г}$			0,714		
$\frac{m}{k_ж}$	0,340	0,233	0,169	0,128	0,102
$\frac{1}{K_г}$	1,054	0,947	0,883	0,842	0,816
$\frac{1}{K_г(y^* - y)}$	23,4	7,3	6,2	7,1	11,3

С помощью формулы Симпсона и вышеприведенных данных получаем: для исчерпывающей части

$$\int_{0{,}022}^{0{,}380} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{0{,}380 - 0{,}022}{6 \cdot 2}[(23{,}4 + 29{,}8) + 2 \cdot 21 + 4(22{,}8 + 18{,}9)] = 7{,}82$$

$$F_{исч} = G \int_{0{,}022}^{0{,}380} \frac{dy}{y^* - y} = D(R+1)\,7{,}82 = 3{,}77\,(3{,}25+1)\,7{,}82 = 125 \text{ м}^2$$

$$H_{исч} = \frac{F_{исч}}{\sigma \cdot S} = \frac{125}{95 \cdot 0{,}282} = 4{,}66 \text{ м}$$

где S — площадь поперечного сечения колонны; σ — удельная поверхность насадки.

для укрепляющей части

$$\int\limits_{0,380}^{0,89} \frac{dy}{y^*-y} = \frac{0,89-0,380}{6 \cdot 2} [11,3+23,4+2 \cdot 6,2+4(7,3+7,1)] = 4,4$$

$$F_{\text{укр}} = G \int\limits_{0,380}^{0,89} \frac{dy}{y^*-y} = 3,77 \cdot 4,25 \cdot 4,4 = 71 \ м^2$$

$$H_{\text{укр}} = \frac{71}{95 \cdot 0,282} = 2,65 \ м$$

Общая высота слоя насадки составит

$$H = H_{\text{исч}} + H_{\text{укр}} = 4,66 + 2,65 = 7,31 \ м$$

ЗАДАЧИ

Задача XI. 1. 100 *кмоль* смеси бензол — толуол, содержащей 70 мольн. % бензола, подвергают простой перегонке, пока концентрация смеси не достигнет 20 мольн. % бензола. Определить: 1) количество остатка $L_к$ и 2) концентрацию дистиллята.

Задача XI. 2. Эквимолярную смесь пропан — бутан подвергают простой перегонке при давлении 15 *атм* для отгонки 40 мольн. % исходного количества. Определить: 1) конечную концентрацию остатка и 2) концентрацию дистиллята. Равновесные данные:

t °C	45	50	55	60	65	70	73	75	80	87	95
x	0,90	0,80	0,70	0,593	0,50	0,418	0,375	0,3425	0,275	0,20	0,10
y*	0,98	0,935	0,883	0,801	0,730	0,656	0,615	0,580	0,492	0,376	0,22

Задача XI. 3. Эквимолярную смесь пропан — бутан подвергают равновесной перегонке при давлении 15 *атм* до испарения 40% исходной смеси. Определить: 1) равновесный состав жидкой фазы и 2) температуру перегонки. Равновесные данные приведены в предыдущей задаче.

Задача XI. 4. Эквимолярную смесь углеводородов, содержащую гексан (1), гептан (2), октан (3) и нонан (4), подвергают простой перегонке до испарения 80 мольн. % исходной смеси. Определить состав кубового остатка и дистиллята. Даны относительные летучести по нонану: $\alpha_1 = 10$; $\alpha_2 = 4,5$; $\alpha_3 = 2,0$; $\alpha_4 = 1$.

Задача XI. 5. Смесь, содержащую 10 мольн. % пропана (1), 65 мольн. % *н*-бутана (2) и 25 мольн. % *н*-пентана (3), подвергают равновесной перегонке. Определить: 1) мольную степень разделения и 2) равновесный состав фаз. Даны константы равновесия: $k_1 = 6,34$; $k_2 = 1,37$ и $k_3 = 0,32$.

Задача XI. 6. Смесь углеводородов, содержащую 10,2 мольн. % изобутана (1), 11,4 мольн. % *н*-пентана (2), 15,8 мольн. % изопентана (3), 46,6 мольн. % *н*-гексана (4), 12,5 мольн. % гептана (5) и 3,5 мольн. % *н*-октана (6), подвергают равновесной перегонке при температуре 160° С и давлении 10 *атм*. Определить: 1) мольную степень разделения и 2) состав полученных продуктов. Даны константы равновесия: $k_1 = 3,6$; $k_2 = 1,79$; $k_3 = 1,60$; $k_4 = 0,95$; $k_5 = 0,60$; $k_6 = 0,30$.

Задача XI. 7. В ректификационной колонне непрерывного действия подвергают разделению смесь бензол — толуол, содержащую 40% бензола. Расход смеси 30 000 *кг/ч*. Дистиллят содержит 97% бензола, а кубовый остаток — 98% толуола. Определить: 1) количества полученных продуктов и 2) число теоретических тарелок по методу Мак-Кэба — Тиле. Флегмовое число $R = 3,5$.

Задача XI. 8. 1000 *кмоль* смеси бензол — толуол, содержащей 40 мольн. % бензола, подвергают ректификации с целью получения дистиллята, содержащего 95 мольн. % бензола, и остатка, содержащего 96,66 мольн. % толуола. Определить: 1) количество полученных продуктов; 2) минимальное флегмовое число; 3) число теоретических тарелок при бесконечном флегмовом числе; 4) число теоретических тарелок при флегмовом числе $R = 1,47\ R_{\text{мин}}$.

Задача XI. 9. Определить оптимальное флегмовое число для ректификационной колонны, в которой происходит разделение смеси метиловый спирт — вода. Концентрация метилового спирта в исходной смеси составляет 40%; дистиллят содержит 98,5%, а кубовый остаток 1,5% метилового спирта.

Задача XI. 10. Определить действительное число тарелок в ректификационной колонне для получения метилового спирта из его смеси с водой. Исходная смесь содержит 40%, дистиллят 98,5%, а кубовый остаток 1,5% метилового спирта. Расход смеси равен 5000 *кг/ч*; флегмовое число $R = 1,25$; диаметр колонны $d_к = 1,24$ *м*; коэффициенты массоотдачи, отнесенные к рабочей площади тарелки, $k_г = 272$ *кмоль* $\cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta y)^{-1}$ и $k_ж = 380$ *кмоль* $\cdot м^{-2} \cdot ч^{-1} (\Delta x)^{-1}$; рабочая площадь тарелки составляет 80% сечения колонны.

ЛИТЕРАТУРА

Стабников В. Н., Ректификационные аппараты, Изд. «Машиностроение», 1965.
Багатуров С. А., Теория и расчет перегонки и ректификации, Гостоптехиздат, 1961.
Платонов В. М., Берго Б. Г., Разделение многокомпонентных смесей, Изд. «Химия», 1965.
Холланд Ч. Д., Многокомпонентная ректификация, Изд. «Химия», 1969.
Коган В. Б., Азеотропная и экстрактивная ректификация, Госхимиздат, 1971.
Kirschbaum E., Distillier und Rektifiziertechnik, Berlin, Springer, 1960.
Van Winkle, Distillation, New York, Mc Graw-Hill, 1967.
Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В., Равновесие между жидкостью и паром, кн. 1, 2, Изд. «Наука», 1966.
Хала Э., Пик И., Фрид В., Вилим О., Равновесие между жидкостью и паром, пер. с англ., Издатинлит, 1962.

Глава XII

ЖИДКОСТНАЯ ЭКСТРАКЦИЯ

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА И ГРАФИЧЕСКОЕ ИЗОБРАЖЕНИЕ УСЛОВИЙ РАВНОВЕСИЯ

Экстракция представляет собой процесс разделения, основанный на различной растворимости компонентов смеси в каком-либо растворителе (экстрагенте) или в смеси нескольких растворителей; если исходная смесь находится в жидком состоянии и экстракция происходит в системе жидкость — жидкость, то такой процесс называют обычно *жидкостной экстракцией.*

Если гомогенная смесь компонентов A и B контактирует с селективным растворителем (экстрагентом) S, то после перемешивания и отстаивания фаз образуются два слоя: рафинат, содержащий почти весь компонент A и небольшие количества компонента B и экстрагента S, и экстракт, содержащий небольшое количество компонента A, почти весь компонент B и экстрагент S. Тогда принцип простой экстракции может быть представлен следующей схемой:

$$[\underbrace{(A+B)}_{\text{Исходная смесь}}+\underbrace{S}_{\text{Экстрагент}}]=\underbrace{[(A-a)+b+s]}_{\text{Рафинат}}+\underbrace{[a+(B-b)+(S-s)]}_{\text{Экстракт}}$$

Диаграммы для расчета процессов экстракции

При расчетах экстракционных процессов используют главным образом треугольные диаграммы и диаграммы S — B; при практически полной взаимной нерастворимости — диаграммы y, x.

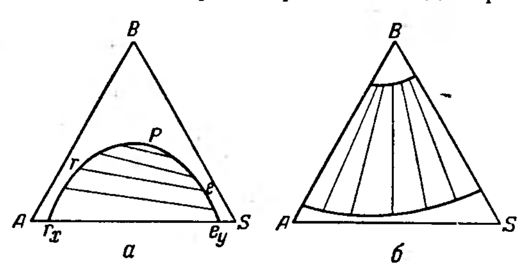


Рис. XII-1. Треугольные диаграммы для различных типов тройных смесей.

Треугольная диаграмма. Составы смесей изображают с помощью треугольника Гиббса; его вершины характеризуют чистые компоненты A, B и S, а на сторонах отложены весовые (иногда мольные) проценты. На рис. XII-1 представлены треугольные диаграммы наиболее часто встречающихся типов тройных смесей: 1-й тип (рис. XII-1, *а*) представляет собой случай двух частично смешивающихся компонентов A и S (пары A — B и B — S смешиваются во всех отношениях), а 2-й тип (рис. XII-1, *б*) — случай, когда компонент B частично смешивается с остальными двумя компонентами A и S (A и S смешиваются в любых отношениях).

Кривая $r_x p e_y$, разделяющая гетерогенную и гомогенную области, называется *бинодальной кривой* или *изотермой насыщения*, причем точка p является критической. Точки r и e, изображающие две находящиеся в равновесии жидкие фазы, называются сопряженными точками, а соединяющий их отрезок re — *коннодой.* Бинодальную кривую строят по экспериментальным точкам, характеризующим составы находящихся в равновесии жидких фаз при

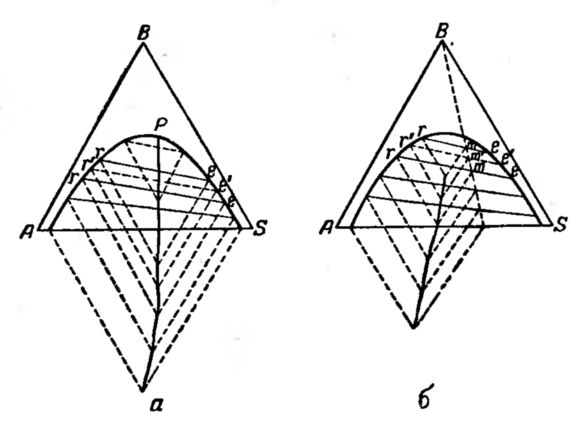


Рис. XII-2. Интерполяционное нахождение коннод.

различной концентрации всех трех компонентов A, B и S; при этом на треугольной диаграмме могут быть проведены и соответствующие конноды. Однако на практике при расчете экстракционных процессов довольно часто возникает необходимость построения конноды, соответствующей определенной смеси E (экстракт) или R (рафинат), которая располагается на бинодальной кривой, либо построения конноды, соответствующей некоторой исходной смеси M; при этом известными из экспериментальных данных являются положения нескольких других коннод, но не искомой. В этих случаях для построения конноды прибегают к графической интерполяции. На рис. XII-2, *а* приведен пример интерполяционного построения конноды для данной смеси R, состав которой на бинодальной кривой представлен точкой r'; пунктиры из точек r и e проведены параллельно сторонам BS и AB треугольника соответственно, в результате чего получена пунктирная линия $r'e'$, представляющая собой искомую конноду. Аналогичным образом строят (рис. XII-2, *б*) и конноду $r'e'$, соответствующую данной исходной смеси M (точка m' на диаграмме).

Диаграмма S—B. Эту диаграмму нередко используют с целью увеличения масштаба и, следовательно, точности расчетов. На рис. XII-3*а* представлена диаграмма $S-B$ для тройных смесей

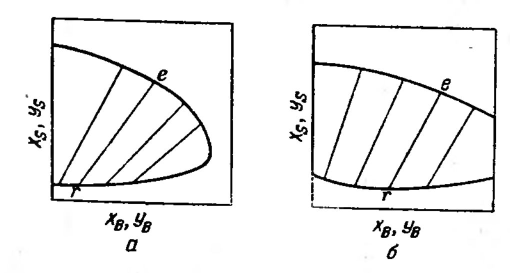


Рис. XII-3. Диаграмма $S-B$.

первого типа, а на рис. XII-3*б* — для тройных смесей второго типа.

Координаты диаграммы:

ордината

$$X_S = \frac{x_S}{x_A + x_B} \tag{XII. 1}$$

$$Y_S = \frac{y_S}{y_A + y_B} \tag{XII. 2}$$

абсцисса

$$X_B = \frac{x_B}{x_A + x_B} \tag{XII. 3}$$

$$Y_B = \frac{y_B}{y_A + y_B} \tag{XII. 4}$$

где x_A, x_B, x_S — концентрации компонентов A, B и экстрагента S в рафинате, вес.%; y_A, y_B, y_S — соответствующие концентрации в экстракте, вес.%; X_S, X_B — концентрации экстрагента и компонента B в рафинате, вычисленные без учета экстрагента; Y_S, Y_B — концентрации экстрагента и компонента B в экстракте, вычисленные без учета экстрагента.

ПРОЦЕССЫ ЭКСТРАКЦИИ

Одноступенчатая экстракция

Исходную смесь R_0, состоящую из компонентов A и B, приводят в соприкосновение с экстрагентом S с целью получения рафината R_1, как можно более обогащенного компонентом A, и экстракта E_1, как можно более обогащенного компонентом B (рис. XII-4*а*). Способ изображения и расчета простой одноступенчатой экстракции с помощью треугольной диаграммы представлен на рис. XII-4*б*.

Графический расчет заключается в проведении прямой через фигуративные точки R_0 (исходная смесь) и S_1 (экстрагент), определении положения точки M, изображающей образовавшуюся смесь, и интерполяционного построения конноды, соответствующей точке M; пересечения конноды с бинодальной кривой дают составы рафината R_1 и экстракта E_1, полученных в результате экстракции.

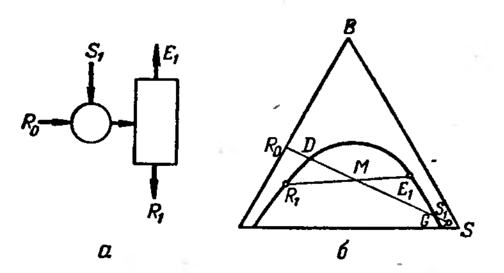


Рис. XII-4. Простая одноступенчатая экстракция.

Материальный баланс. Общий материальный баланс процесса определяется выражением

$$R_0 + S_1 = R_1 + E_1 = M \tag{XII. 5}$$

где M — общее количество смеси, образовавшейся при смешении исходной жидкости R_0 с экстрагентом S, *кг* или *кг/ч*, в зависимости от того, периодический или непрерывный процесс.

Материальный баланс по компоненту B выражается соотношением

$$R_0 x_{B,\,R_0} + S_1 x_{B,\,S_1} = R_1 x_{B,\,R_1} + E_1 y_{B,\,E_1} = M x_{B,\,M} \tag{XII. 6}$$

где x_B, y_B выражены в вес. %; первый индекс у x и y относится к компоненту, а второй — к точке, в которой рассматривается концентрация.

Из уравнений (XII. 5) и (XII. 6) определяют полученные в результате экстракции количества рафината и экстракта

$$E_1 = \frac{M (x_{B,\,M} - x_{B,\,R_1})}{y_{B,\,E_1} - x_{B,\,R_1}} \tag{XII. 6a}$$

$$R_1 = M - E_1 \tag{XII. 7}$$

Из треугольника Гиббса количество рафината и экстракта можно определить и графическим путем из соотношений

$$E_1 = M \frac{\overline{R_1 M}}{\overline{R_1 E_1}} \tag{XII. 8}$$

$$R_1 = M \frac{\overline{E_1 M}}{\overline{R_1 E_1}} \tag{XII. 9}$$

Определение положения фигуративной точки M образующейся смеси. Графическим путем его определяют из соотношения

$$\frac{R_0}{S_1}=\frac{\overline{MS_1}}{\overline{R_0M}} \qquad \text{(XII. 10)}$$

аналитическим — из частного материального баланса для компонента B или для экстрагента S

$$x_{B,\,M}=\frac{R_0x_{B,\,R_0}+S_1x_{B,\,S_1}}{M} \qquad \text{(XII. 11)}$$

$$x_{S_1,\,M}=\frac{R_0x_{S,\,R_0}+S_1x_{S,\,S_1}}{M} \qquad \text{(XII. 12)}$$

Определение минимального количества растворителя. Для этого используют соотношения

$$S_{мин}=R_0\frac{\overline{R_0D}}{\overline{DS_1}}=\frac{R_0(x_{S,\,D}-x_{S,\,R_0})}{x_{S,\,S_1}-x_{S,\,D}} \qquad \text{(XII. 13)}$$

$$S_{макс}=R_0\frac{\overline{GR_0}}{\overline{GS_1}}=\frac{R_0(y_{S,\,G}-x_{S,\,R_0})}{x_{S,\,S_1}-y_{S,\,G}} \qquad \text{(XII. 14)}$$

где $S_{мин}$, $S_{макс}$ — минимальное и максимальное количества растворителя.

Расчет простой одноступенчатой экстракции может быть выполнен и с помощью диаграммы $S - B$ (рис. XII-5), на которой сохранены обозначения рис. XII-4; соотношения, выведенные для треугольной диаграммы, остаются действительными и в этом случае. При этом количества R и E определяются без учета растворителя.

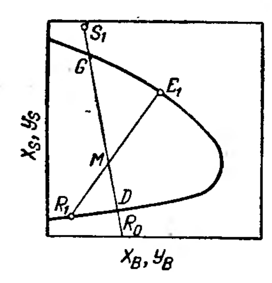


Рис. XII-5. Графическое изображение простой одноступенчатой экстракции на диаграмме $S - B$.

Координаты точки M находят из соотношений

$$X_{S,\,M}=\frac{R_0'X_{S,\,R_0}+S_1'X_{S,\,S_1}}{R_0'+S_1'} \qquad \text{(XII. 15)}$$

$$X_{B,\,M}=\frac{R_0'X_{B,\,R_0}+S_1'X_{B,\,S_1}}{R_0'+S_1'} \qquad \text{(XII. 16)}$$

где S_1' — количество экстрагента без учета чистого растворителя.

Количество полученного экстракта определяется следующим образом:

$$E_1'=M'\frac{X_{S,\,M}-X_{S,\,R_1}}{Y_{S,\,E_1}-X_{S,\,R_1}}=M'\frac{X_{B,\,M}-X_{B,\,R_1}}{Y_{B,\,E_1}-X_{B,\,R_1}} \qquad \text{(XII. 17)}$$

где E_1' — количество экстракта без учета чистого растворителя (экстрагента); $M'=R_0'+S'$ — общее количество смеси без учета чистого растворителя.

Количество экстракта E_1 при этом равно:

$$E_1=E_1'(1+Y_{S,\,E_1}) \qquad \text{(XII. 18)}$$

Минимальное и максимальное количества экстрагента составляют

$$S_{мин}'=\frac{R_0'(X_{S,\,D}-X_{S,\,R_0})}{X_{S,\,S_1}-X_{S,\,D}} \qquad \text{(XII. 19)}$$

$$S_{макс}'=\frac{R_0'(Y_{S,\,G}-X_{S,\,R_0})}{X_{S,\,S_1}-Y_{S,\,G}} \qquad \text{(XII. 20)}$$

Если используют чистый растворитель, то предыдущие выражения упрощаются $S'=0$; $S'X_{S,\,S_1}=S$; $X_{B,\,S_1}=0$ и $R_0'=M'$ в этом случае последние два уравнения принимают вид

$$S_{мин}=R_0'(X_{S,\,D}-X_{S,\,R_0}) \qquad \text{(XII. 21)}$$

$$S_{макс}=R_0'(Y_{S,\,G}-X_{S,\,R_0}) \qquad \text{(XII. 22)}$$

Следует также иметь в виду, что при работе с чистым растворителем точка S на диаграмме $S - B$, изображенной на рис. XII-5, расположена в бесконечности, а прямая R_0S параллельна оси ординат.

Многоступенчатая экстракция при перекрестном токе

Этот процесс (см. схему на рис. XII-6) на каждой своей ступени аналогичен одноступенчатой экстракции; растворитель при

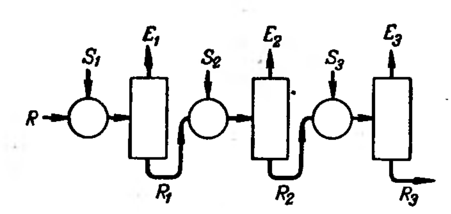


Рис. XII-6. Принципиальная схема многоступенчатой экстракции с перекрестным током.

этом добавляют несколькими порциями с целью достижения более полного разделения. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на треугольной диаграмме и на диаграмме $S - B$ показано на рис. XII-7 и XII-8. Число теоретических ступеней экстракции, необходимых в рассматриваемом на этих рисунках случае для достижения заданной степени разделения, соответствует индексу конечного рафината. Все приведенные выше формулы для простой одноступенчатой экстракции остаются действительными для каждой отдельной ступени данного процесса.

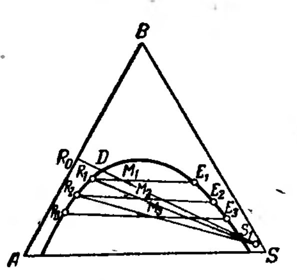


Рис. XII-7. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на треугольной диаграмме.

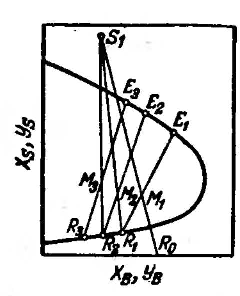


Рис. XII-8. Графическое изображение многоступенчатой экстракции с перекрестным током на диаграмме $S-B$.

Противоточная многоступенчатая экстракция

Схема этого процесса представлена на рис. XII-9.

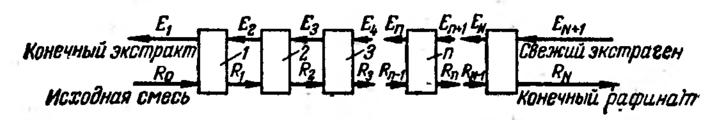


Рис. XII-9. Принципиальная схема противоточной многоступенчатой экстракции.

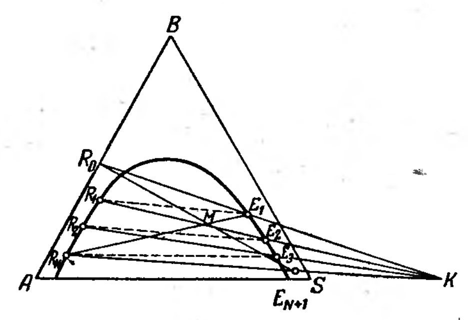


Рис. XII-10. Графическое изображение противоточной многоступенчатой экстракции на треугольной диаграмме.

Определение числа теоретических ступеней экстракции с помощью треугольной диаграммы. Графическое изображение процесса на треугольной диаграмме показано на рис. XII-10.

Положение точки M на прямой R_0E_{N+1} находят графически или аналитически с помощью уравнений (XII. 10)—(XII. 12), записанных для конечного рафината R_N, конечного экстракта E_1 и экстрагента E_{N+1}, составы которых определяются из условий задачи и графических построений.

Для определения положения точки K продолжают прямые R_0E_1 и R_NE_{N+1} до их пересечения. Все прямые вида R_nE_{n+1}, называемые секущими, проходят через точку K в соответствии с соотношением

$$E_{n+1}-R_n=E_1-R_0=E_{N+1}-R_N=K \qquad \text{(XII. 23)}$$

Число теоретических ступеней экстракции равно числу соединительных прямых, использованных для перехода от исходной смеси R_0 к конечному рафинату R_N.

Количество конечного экстракта E_1 можно определить графическим путем из соотношения

$$E_1=\frac{M\left(x_{B,\,M}-x_{B,\,R_N}\right)}{y_{B,\,E_1}-x_{B,\,R_N}} \qquad \text{(XII. 24)}$$

где $M=R_0+E_{N+1}$ — общее количество исходной смеси и экстрагента, *кг*; R_0 — количество исходной смеси, *кг*; E_{N+1} — количество экстрагента, *кг*; $x_{B,\,M}$ — концентрация компонента B в общей смеси, вес.%; $x_{B,\,R_N}$ — концентрация компонента B в конечном рафинате, вес.%; $y_{B,\,E_1}$ — концентрация компонента B в конечном экстракте, вес. %.

Количество рафината, полученного после n-ой ступени

$$R_n=\frac{R_{n-1}\left(x_{B,\,R_{n+1}}-y_{B,\,E_{n+1}}\right)+E_n\left(y_{B,\,E_{n+1}}-y_{B,\,E_n}\right)}{x_{B,\,R_n}-y_{B,\,E_{n+1}}} \qquad \text{(XII. 25)}$$

Определение числа теоретических ступеней экстракции с помощью диаграммы $y-x$ аналогично определению числа теорети-

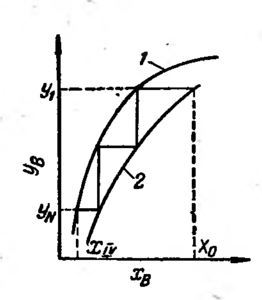


Рис. XII-11. Определение числа теоретических ступеней по диаграмме $y-x$:

1 — линия равновесия y_n, x_n; 2 — рабочая линия y_{n+1}, x_0.

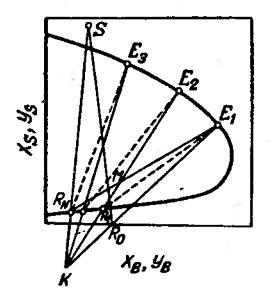


Рис. XII-12. Графическое изображение противоточной многоступенчатой экстракции на диаграмме $S-B$.

ческих тарелок ректификационной колонны и поясняется диаграммой, приведенной на рис. XII-11 (x_B и y_B — концентрации компонента B в рафинате и экстракте). Кривую равновесия y_n, x_n строят на основе экспериментальных данных. Значения концентраций y_{n+1}, x_n, необходимые для построения рабочей линии, получают из треугольной диаграммы, проводя из точки K произвольные

прямые и находя пары точек пересечения этих прямых с бинодальной кривой.

Определение числа теоретических ступеней по диаграмме $S—B$ аналогично соответствующему методу расчета по треугольной диаграмме и представлено на рис. XII-12. Точку M определяют с помощью соотношений (XII. 15) и (XII. 16). Для определения точки K вычисляют координаты $X_{S,K}$ и $X_{B,K}$

$$X_{B,K}=\frac{R_0'X_{B,R_0}-E_1'Y_{B,E_1}}{R_0'-E_1'} \qquad \text{(XII. 26)}$$

$$X_{S,K}=\frac{R_0'X_{S,R_0}-E_1'Y_{S,E_1}}{R_0'-E_1'} \qquad \text{(XII. 27)}$$

Количество конечного экстракта E_1' (без учета экстрагента) определяют из соотношения

$$E_1'=M'\frac{X_{S,M}-X_{S,R_N}}{Y_{S,E}-X_{S,R_N}} \qquad \text{(XII. 28)}$$

а количество рафината R_n' (без учета экстрагента), получаемого после выхода из n-ой ступени, — из соотношения

$$R_n'=\frac{R_{n-1}'(X_{S,R_{n-1}}-Y_{S,E_{n+1}})-E_n'(Y_{S,E_{n+1}}-Y_{S,E_n})}{Y_{S,R_n}-Y_{S,E_{n+1}}} \qquad \text{(XII. 29)}$$

Определение числа теоретических ступеней по диаграмме $Y—X$ аналогично методу, основанному на использовании диаграммы $y—x$ (см. рис. XII-11), с тем различием, что координаты рабочей линии Y_{n+1}, X_n находят не по треугольной диаграмме, а по диаграмме $S—B$.

ПРИМЕРЫ

Пример XII.1. Построить бинодальную кривую и провести конноды на треугольной диаграмме для системы вода (A) — ацетон (B) — трихлорэтан (S), пользуясь опытными данными, приведенными в табл. XII-1.

Таблица XII-1. **Равновесные концентрации (в вес. %) компонентов системы вода (A) — ацетон (B) — трихлорэтан (S)**

В слое воды x			В слое трихлорэтана y			В слое воды x			В слое трихлорэтана y		
A	B	S	A	B	S	A	B	S	A	B	S
93,52	5,86	0,52	0,32	8,75	90,93	62,65	35,73	1,60	4,26	48,21	47,53
85,35	13,97	0,68	0,90	20,78	78,32	50,20	46,05	3,75	8,90	57,40	33,70
80,16	19,05	0,79	1,33	27,66	71,01	41,70	51,78	6,52	13,40	60,34	26,26
73,00	26,00	1,00	2,09	37,06	60,85						

Решение. Делим стороны равностороннего треугольника (рис. XII-13) на 100 равных частей. Каждая из сопряженных точек, как показано на рисунке, находится на пересечении прямых, проведенных из точек на сторонах треугольника, отвечающих концентрации соответствующего компонента, параллельно стороне, противолежащей вершине, которая соответствует этому компоненту. Кривая, соединяющая полученные таким образом точки R и E, представляет собой бинодальную кривую, а отрезки, соединяющие каждую пару точек, являются коннодами.

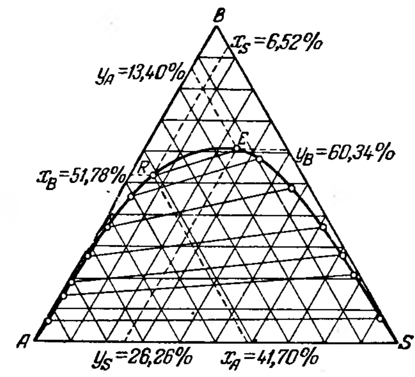


Рис. XII-13. Диаграмма равновесия системы вода (A) — ацетон (B) — трихлорэтан (S).

Пример XII. 2. Пользуясь опытными данными примера XII. 1, построить конноду, соответствующую рафинату состава $x_{A,R_1}=69{,}35\%$, $x_{B,R_1}=29{,}54\%$ и $x_{S,R_1}=1{,}11\%$. Вычислить также количества обеих находящихся в равновесии фаз R_1 и E_1, если известно, что общее количество смеси $M_1 = 100$ *кг*, а количество ацетона в смеси составляет 40 *кг*.

Решение. Строим в треугольной диаграмме бинодальную кривую и проводим известные конноды. Из известных сопряженных точек проводим (рис. XII-14) прямые, параллельные сторонам треугольника: из точек E — стороне AB, а из точек R — стороне BS. Геометрическое место точек пересечения построенных таким образом прямых представляет собой вспомогательную интерполяционную кривую для построения неизвестной конноды, расположенной между двумя известными. Находим на бинодальной кривой точку R_1, которой соответствует заданный в примере состав. Из точки R_1 проводим прямую, параллельную стороне BS треугольника, и из точки пересечения f_1 этой прямой со вспомогательной кривой проводим прямую, параллельную стороне AB. Точка E_1, характеризующая состав фазы, находящейся в равновесии с R_1, находится на пересечении этой прямой с бинодальной кривой. Соединив обе точки, получим искомую конноду. Найдем состав экстракта E_1

$$y_{A,E_1}=2{,}85\%; \qquad y_{B,E_1}=41{,}67\%; \qquad y_{S,E_1}=53{,}48\%$$

Количества находящихся в равновесии фаз R_1 и E_1 определяем из общего материального баланса и из материального баланса по компоненту B

$$M_1=R_1+E_1$$

$$M_1x_{B,M_1}=R_1x_{B,R_1}+E_1y_{B,E_1}$$

Подставив известные величины в эти уравнения, получим систему

$$100=R_1+E_1$$

$$40=0{,}2954R_1+0{,}4167E_1$$

откуда

$$R_1=14\ \text{кг}; \quad E_1=86\ \text{кг}$$

Пример XII. 3. Построить конноду для системы вода — ацетон — трихлорэтан, соответствующую смеси M состава: $x_{A,M}=20\%$, $x_{B,M}=50\%$ и $x_{S,M}=30\%$. Зная общее количество смеси

$M_1 = 100$ *кг*, определить количества фаз R_1 и E_1 в смеси. При решении пользоваться экспериментальными данными, приведенными в табл. XII-1.

Решение. Строим треугольную диаграмму, показанную на рис. XII-15, и наносим точку M_1, соответствующую заданному составу смеси. Из вершины B проводим прямую, проходящую через точку M_1. Дальнейшее построение ведем так же, как и в предыдущем примере, с тем отличием, что линии, параллельные AB, проводим из точек M пересечения прямой BM_1 с коннодами. Точку R_1 находим, проведя из точки M_1 прямую, параллельную AB, а из точки f_1 пересечения этой прямой со вспомогательной кривой — прямую, параллельную BS, до

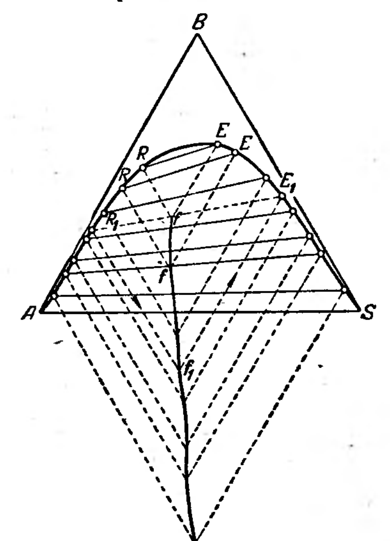


Рис. XII-14. Построение конноды, соответствующей составу рафината R_1 в примере XII. 2.

Рис. XII-15. Построение конноды, соответствующей исходной смеси M_1 в примере XII. 3.

пересечения с бинодальной кривой. Соединяем точки R_1 и M_1 прямой, которую продолжаем до пересечения с бинодальной кривой в точке E_1; полученная прямая R_1E_1 и представляет собой конноду, соответствующую смеси M_1, а точки R_1 и E_1 — равновесные составы обеих фаз, на которые расслаивается эта смесь. По рис. XII-15 получаем следующие составы фаз R_1 и E_1:

$$x_{A,R_1} = 57{,}00\%; \quad x_{B,R_1} = 40{,}90\%; \quad x_{S,R_1} = 2{,}10\%$$

$$y_{A,E_1} = 6{,}05\%; \quad y_{B,E_1} = 53{,}95\%; \quad y_{S,E_1} = 40\%$$

Равновесные количества R_1 и E_1, на которые расслаивается общая смесь M_1, определяем по общему и частному материальным балансам

$$M_1 = R_1 + E_1$$

$$M_1 x_{B,M_1} = R_1 x_{B,R_1} + E_1 y_{B,E_1}$$

После подстановки числовых значений получаем систему уравнений

$$100 = R_1 + E_1$$

$$100 \cdot 0{,}50 = R_1 0{,}409 + E_1 0{,}5395$$

откуда

$$R_1 = 30{,}26 \text{ кг}; \quad E_1 = 69{,}74 \text{ кг}$$

Пример XII. 4. 1000 *кг* раствора уксусная кислота (B) — вода (A), содержащего 10% уксусной кислоты, подвергают простой одноступенчатой экстракции этиловым эфиром (S) при 20° С. Определить: 1) минимальное и максимальное количество экстрагента; 2) количества и составы полученных продуктов при расходе экстрагента, в 30 раз меньшем максимального. При решении использовать данные табл. XII-2.

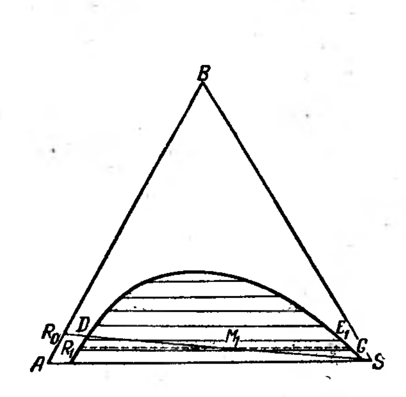


Рис. XII-16. Расчет простой одноступенчатой экстракции по треугольной диаграмме (к примеру XII. 4).

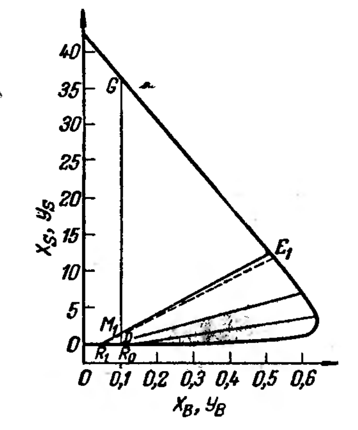


Рис. XII-17. Расчет простой одноступенчатой экстракции по диаграмме $S-B$ (к примеру XII. 4).

Решение. Воспользуемся треугольной диаграммой и диаграммой S—B. Для построения диаграммы S—B в табл. XII-2 приведены вычисленные по экспериментальным данным значения концентрации компонента B и экстрагента S

Таблица XII-2. **Равновесные концентрации фаз системы вода — уксусная кислота — этиловый эфир**

Слой воды					Слой эфира				
состав			состав без учета экстрагента		состав			состав без учета экстрагента	
x_A	x_B	x_S	X_B	X_S	y_A	y_B	y_S	Y_B	Y_S
93,0	0	6,7	0	0,072	2,3	0	97,7	0	42,55
88,0	5,1	6,9	0,055	0,074	3,6	3,8	92,6	0,514	12,53
84,0	8,8	7,2	0,095	0,078	5,0	7,3	87,7	0,593	7,14
78,2	13,8	8,0	0,150	0,087	7,2	12,5	80,3	0,634	4,07
72,1	18,4	9,5	0,204	0,105	10,4	18,1	71,5	0,635	2,51
65,0	23,1	11,9	0,263	0,135	15,1	23,6	61,3	0,610	1,58
55,7	27,9	16,4	0,333	0,196	23,6	28,7	47,7	0,549	0,913

в смесях без учета содержания экстрагента; эти расчеты выполнены по уравнениям (XII.1)—(XII.4). По данным табл. XII-2 построены треугольная диаграмма (рис. XII-16) и диаграмма S—B (рис. XII.17).

Решение по треугольной диаграмме. Наносим на сторону AB точку R_0, соответствующую исходной смеси, подвергаемой экстракции. Так как используемый экстрагент является чистым, то ему соответствует вершина S треугольника. Соединяем точку R_0 с вершиной S. Точки D и G пересечения этой прямой с бинодальной кривой представляют составы смеси M, которая образовалась бы, если бы экстракцию проводили минимальным или максимальным количеством растворителя (соответственно).

1) Определение минимального и максимального количеств экстрагента. Эти величины можно найти графическим путем или по уравнениям (XII.13) и (XII.14)

$$S_{\text{мин}} = R_0\left(\frac{\overline{R_0D}}{\overline{DS}}\right) = \frac{R_0(x_{S,D} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - x_{S,D}}$$

$$S_{\text{макс}} = R_0\left(\frac{\overline{GR_0}}{\overline{GS}}\right) = \frac{R_0(y_{S,G} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - y_{S,G}}$$

а) Графический метод. Измерив на треугольной диаграмме (см. рис. XII-16) длину отрезков, входящих в уравнения (XII.13) и (XII.14), получим значения:

$$\overline{R_0D} = 6{,}6\ \text{мм};\quad \overline{DS} = 89\ \text{мм};\quad \overline{R_0G} = 93\ \text{мм};\quad \overline{GS} = 2{,}6\ \text{мм}$$

Подставив эти величины в уравнения (XII. 13) и (XII. 14), получим:
для минимального количества экстрагента

$$S_{\text{мин}} = 1000\,\frac{6{,}6}{89} = 74{,}2\ \text{кг}$$

для максимального количества экстрагента

$$S_{\text{макс}} = 1000\,\frac{93}{2{,}6} = 36\,000\ \text{кг}$$

б) Аналитический метод. Концентрации экстрагента в точках D и G находим по треугольной диаграмме: $x_{S,D} = 0{,}07$ и $y_{S,G} = 0{,}973$; так как исходная смесь не содержит растворителя, то $x_{S,R_0} = 0$; так как экстрагент является чистым, то $x_{S,S} = 1$.

Подставив эти величины в уравнения (XII.13) и (XII.14), получим:
минимальное количество экстрагента

$$S_{\text{мин}} = \frac{R_0(x_{S,D} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - x_{S,D}} = 1000\,\frac{0{,}07 - 0}{1 - 0{,}07} = 75{,}3\ \text{кг}$$

максимальное количество экстрагента

$$S_{\text{макс}} = \frac{R_0(y_{S,G} - x_{S,R_0})}{x_{S,S} - y_{S,G}} = \frac{1000\,(0{,}973 - 0)}{1 - 0{,}973} = 36\,000\ \text{кг}$$

Расхождение между результатами, полученными графическим и аналитическим методами, очень мало.

2) Определение количеств и составов полученных продуктов. Для этого находим сначала точку M_1, характеризующую смесь исходного продукта R_0 и экстрагента, и проводим конноду, соответствующую точке M_1. На пересечениях этой конноды с бинодальной кривой в точках R_1 и E_1 имеем составы рафината и экстракта. Затем из балансовых уравнений или из графика определяем количества полученных продуктов.

Количество используемого экстрагента по условию равно

$$S = \frac{S_{\text{макс}}}{30} = \frac{36\,000}{30} = 1200\ \text{кг}$$

Для нахождения точки M_1 графическим путем используем соотношение (XII.10), переписанное в виде

$$\overline{M_1S} = \frac{R_0}{R_0 + S}\,\overline{R_0S} = \frac{1000}{1000 + 1200}\,95{,}6 = 43{,}5\ \text{мм}$$

где 95,6 *мм* — длина отрезка $\overline{R_0S}$.

Можно также определить положение точки M_1, вычислив две из трех ее координат, по уравнениям (XII.11) и (XII.12)

$$x_{B,M_1} = \frac{R_0x_{B,R_0} + Sx_{B,S}}{M_1} = \frac{1000 \cdot 0{,}1 + 0}{2200} = 0{,}0455$$

$$x_{S,M_1} = \frac{R_0x_{S,R_0} + Sx_{S,S}}{M_1} = \frac{0 + 1200 \cdot 1}{2200} = 0{,}545$$

После определения положения точки M_1 и построения конноды R_1E_1 по треугольной диаграмме (см. рис. XII-16) находим следующие составы рафината R_1 и экстракта E_1:

$$x_{A,R_1} = 0{,}877;\qquad x_{B,R_1} = 0{,}053;\qquad x_{S,R_1} = 0{,}07$$
$$y_{A,E_1} = 0{,}038;\qquad y_{B,E_1} = 0{,}04;\qquad y_{S,E_1} = 0{,}922$$

Количества рафината и экстракта можно определить графически или аналитически. Для аналитического определения пользуемся выражениями (XII.16) и (XII.17)

$$E_1 = \frac{M_1(x_{B,M_1} - x_{B,R_1})}{y_{B,E_1} - x_{B,R_1}}$$

и

$$R_1 = M_1 - E_1$$

Подставив числовые величины в эти уравнения, получим

$$E_1 = \frac{2200\,(0{,}0455 - 0{,}053)}{4 - 5{,}3} = 1270\ \text{кг}$$

$$R_1 = 2200 - 1270 = 930\ \text{кг}$$

Измерив длину отрезков $\overline{R_1M_1}$ и $\overline{R_1E_1}$ по треугольной диаграмме, согласно (XII. 8), получим

$$E_1 = M_1\,\frac{\overline{R_1M_1}}{\overline{R_1E_1}} = 2200\,\frac{47{,}3}{84{,}5} = 1230\ \text{кг}$$

Решение с помощью диаграммы S—B (рис. XII-17). Находим точку R_0; так как используется чистый экстрагент, то прямая R_0G будет параллельна оси ординат (фигуративная точка S находится в бесконечности). Далее находим точку M_1 и с помощью интерполяции определяем положение соответствующей конноды и точек E_1 и R_1.

1) Определение минимального и максимального количеств экстрагента. Так как экстрагент является чистым, то можно пользоваться уравнениями (XII.21) и (XII.22)

$$S_{\text{мин}} = R_0'(X_{S,D} - X_{S,R_0})$$

$$S_{\text{макс}} = R_0'(Y_{S,G} - X_{S,R_0})$$

По рис. XII-17 имеем

$$X_{S,\,D} = 0{,}075; \qquad Y_{S,\,G} = 36$$

Подставив эти величины в указанные уравнения, получим

$$S_{\text{мин}} = 1000\,(0{,}075 - 0) = 75 \ \text{кг}$$

$$S_{\text{макс}} = 1000\,(36 - 0) = 36\,000 \ \text{кг}$$

т. е. те же значения, которые были получены по треугольной диаграмме.

2) Определение количеств и составов полученных продуктов. Находим точку M_1, определив ее координаты по выражениям (XII.15) и (XII.16)

$$X_{S,\,M_1} = \frac{R_0' X_{S,\,R_0} + S' X_{S,\,S}}{R_0' + S'} = \frac{0 + 1200}{1000} = 1{,}2$$

(так как используемый растворитель является чистым, то $S'X_{S,\,S} = S$ и $S' = 0$)

$$X_{B,\,M_1} = \frac{R_0' X_{B,\,R_0} + S' X_{B,\,S}}{R_0' + S'} = \frac{1000 \cdot 0{,}1 + 0}{1000} = 0{,}1$$

После нахождения точки M_1 строим соответствующую конноду и находим точки R_1 и E_1, соответствующие полученным рафинату и экстракту. По рис. XII-17

$$X_{B,\,R_1} = 0{,}057; \qquad X_{S,\,R_1} = 0{,}075 \qquad Y_{B,\,E_1} = 0{,}52; \qquad Y_{S,\,E_1} = 12$$

Используя приводившиеся соотношения для пересчета концентраций, получим следующие составы продуктов

$$x_{A,\,R_1} = \frac{1 - X_{B,\,R_1}}{1 + X_{S,\,R_1}} = \frac{1 - 0{,}057}{1 + 0{,}075} = 0{,}877$$

$$y_{A,\,E_1} = \frac{1 - Y_{B,\,E_1}}{1 + Y_{S,\,E_1}} = \frac{1 - 0{,}52}{1 + 12} = 0{,}037$$

$$x_{B,\,R_1} = \frac{X_{B,\,R_1}}{1 + X_{S,\,R_1}} = \frac{0{,}057}{1{,}075} = 0{,}053$$

$$y_{B,\,E_1} = \frac{Y_{B,\,E_1}}{1 + Y_{S,\,E_1}} = \frac{0{,}52}{13} = 0{,}04$$

$$x_{S,\,R_1} = \frac{X_{S,\,E_1}}{1 + X_{S,\,R_1}} = \frac{0{,}075}{1{,}075} = 0{,}07$$

$$y_{S,\,E_1} = \frac{Y_{S,\,E_1}}{1 + Y_{S,\,E_1}} = \frac{12}{13} = 0{,}923$$

Количество экстракта E_1' без учета экстрагента определяем из выражения (XII. 17).

$$E_1' = M_1' \frac{X_{S,\,M_1} - X_{S,\,R_1}}{Y_{S,\,E_1} - X_{S,\,R_1}} = 1000 \frac{1{,}2 - 0{,}075}{12 - 0{,}075} = 94{,}3 \ \text{кг}$$

Общее количество экстракта находим по уравнению (XII. 18)

$$E_1 = E_1' (1 + Y_{S,\,E_1}) = 94{,}3\,(1 + 12) = 1230 \ \text{кг}$$

$$R_1 = 2200 - 1230 = 970 \ \text{кг}$$

Расхождения между результатами, полученными с помощью обоих методов, невелики и обусловлены ошибками отсчета соответствующих величин на диаграммах.

Пример XII. 5. 1000 *кг* раствора ацетона (*B*) в воде (*A*), содержащего 50% ацетона, подвергают экстракции метилизобутилкетоном (*S*) для получения рафината, содержащего 10% ацетона. Определить потребное количество теоретических ступеней, если экстракцию проводят перекрестным током, причем в каждой ступени используется 250 *кг* чистого растворителя.

При решении задачи воспользоваться экспериментальными данными, приведенными в табл. XII-3.

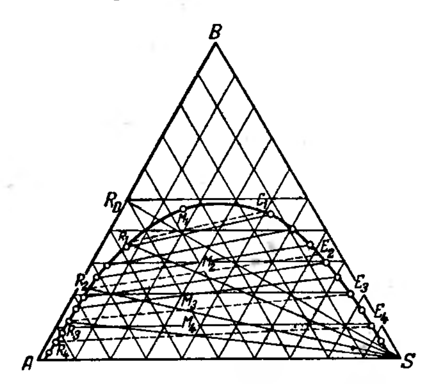


Рис. XII-18. Расчет многоступенчатой экстракции с перекрестным током по треугольной диаграмме (к примеру XII. 5).

Решение. Чтобы при решении можно было пользоваться не только треугольной диаграммой, но и диаграммой *S—B*, в табл. XII-3 приведены также вычисленные на основе экспериментальных данных концентрации *B* и *S* без учета экстрагента. По данным табл. XII-3 строим треугольную диаграмму (рис. XII-18) и диаграмму *S—B* (рис. XII-19). Решение задачи заключается в многократном повторении расчетов, выполненных для простой одноступенчатой экстракции: полученный после первой ступени рафинат снова обрабатывают свежим экстрагентом, причем получают новый рафинат, который опять подвергают экстракции новой порцией свежего экстрагента, и т. д., пока не будет получен рафинат требуемого состава.

Таблица XII-3. **Равновесные концентрации фаз для системы вода — ацетон — метилизобутилкетон (МИБК)**

Слой воды					Слой МИБК				
состав			состав без учета экстрагента		состав			состав без учета экстрагента	
x_A	x_B	x_S	X_B	X_S	y_A	y_B	y_S	Y_B	Y_S
98,0	0	2,0	0	0,0204	2,3	0	97,7	0	42,5
95,2	2,6	2,2	0,0266	0,0225	2,7	5,0	92,3	0,649	12,0
92,2	5,4	2,4	0,0553	0,0246	3,0	10,0	87,0	0,769	6,7
88,9	8,5	2,6	0,0873	0,0267	3,2	15,0	81,8	0,824	4,5
85,3	11,9	2,8	0,122	0,0288	3,7	20,0	76,3	0,844	3,22
81,5	15,5	3,0	0,160	0,0309	4,3	25,0	70,7	0,853	2,42
77,2	19,5	3,3	0,202	0,0341	5,3	30,0	64,7	0,850	1,835
71,8	24,2	4,0	0,252	0,0417	6,8	35,0	58,2	0,837	1,4
65,7	29,2	5,1	0,308	0,0537	8,8	40,0	51,2	0,820	1,05
57,5	35,2	7,3	0,380	0,0787	12,6	45,0	42,4	0,781	0,736

Определим количества и концентрации продуктов первой ступени. Находим точку M_1, вычислив ее координаты по уравнениям (XII.11) и (XII.12) — для треугольной диаграммы и по уравнениям (XII.15) и (XII.16) — для диаграммы S—B. При этом получаем

$$x_{B,\,M_1} = \frac{R_0 x_{B,\,R_0} + S x_{B,\,S}}{M_1} = \frac{1000\cdot 0{,}5+0}{1250} = 0{,}4$$

$$x_{S,\,M_1} = \frac{R_0 x_{S,\,R_0} + S x_{S,\,S}}{M_1} = \frac{0+250\cdot 1}{1250} = 0{,}2$$

$$X_{B,\,M_1} = \frac{R'_0 X_{B,\,R_0} + S' X_{B,\,S}}{R'_0+S'} = \frac{1000\cdot 0{,}5+0}{1000} = 0{,}5$$

$$X_{S,\,M_1} = \frac{R'_0 X_{S,\,R_0} + S' X_{S,\,S}}{R'_0+S'} = \frac{0+250}{1000} = 0{,}25$$

Согласно вычисленным координатам, наносим точку M_1 на диаграммы рис. XII-18 и XII-19, строим соответствующие конноды и определяем фигуративные точки полученных рафината и экстракта. С помощью графических построений получаем:

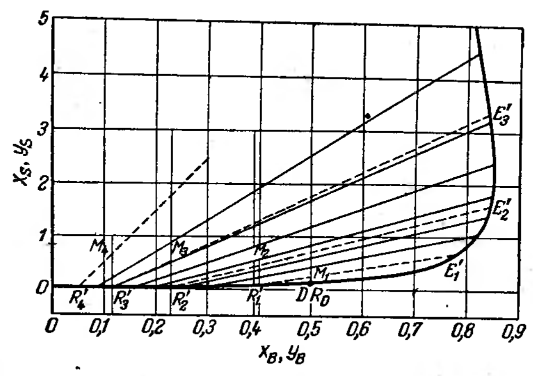


Рис. XII-19. Расчет многоступенчатой экстракции с перекрестным током по диаграмме $S-B$ (к примеру XII-5).

Из треугольной диаграммы		Из диаграммы $S-B$	
$x_{A,\,R_1} = 0{,}565$;	$y_{A,\,E_1} = 0{,}132$	$X_{B,\,R_1} = 0{,}39$;	$Y_{B,\,E_1} = 0{,}775$
$x_{B,\,R_1} = 0{,}361$;	$y_{B,\,E_1} = 0{,}456$	$X_{S,\,R_1} = 0{,}08$;	$Y_{S,\,E_1} = 0{,}71$
$x_{S,\,R_1} = 0{,}074$;	$y_{S,\,E_1} = 0{,}412$		

Количества полученных экстракта и рафината определяем по выражениям (XII.6а) и (XII.7)

$$E_1 = \frac{M_1\,(x_{B,\,M_1} - x_{B,\,R_1})}{y_{B,\,E_1} - x_{B,\,R_1}} = 1250\,\frac{0{,}4-0{,}361}{0{,}456-0{,}361} = 510\ \text{кв}$$

$$R_1 = 1250 - 510 = 740\ \text{кг}$$

Количество экстракта без учета экстрагента определяем из соотношения (XII.17)

$$E'_1 = M'_1\,\frac{X_{B,\,M_1} - X_{B,\,R_1}}{Y_{B,\,E_1} - X_{B,\,R_1}} = 1000\,\frac{0{,}50-0{,}39}{0{,}775-0{,}39} = 290\ \text{кг}$$

откуда общее количество экстракта

$$E_1 = E'_1\,(1 + Y_{S,\,E_1}) = 290\,(1+0{,}71) = 500\ \text{кг}$$

Это очень близко к найденному по формуле (XII.6а) значению $E_1 = 510$ *кг*. Поэтому количество рафината без учета экстрагента можно вычислить по найденному выше общему количеству экстрагента

$$R'_1 = \frac{R_1}{1 + Y_{S,\,R_1}} = \frac{740}{1{,}08} = 685\ \text{кг}$$

Определим теперь количества и концентрации продуктов, полученных во второй ступени. Рафинат R_1, полученный в первой ступени, подвергают обработке во второй ступени тем же количеством свежего экстрагента. Находим точку M_2 на треугольной диаграмме (см. рис. XII-18) и на диаграмме S—B (см. рис. XII-19), определив ее координаты по уравнениям

$$x_{B,\,M_2} = \frac{R_1 x_{B,\,R_1} + S x_{B,\,S}}{M_2} = \frac{740\cdot 0{,}361+0}{740+250} = 0{,}27$$

$$x_{S,\,M_2} = \frac{R_1 x_{S,\,R_1} + S x_{S,\,S}}{M_2} = \frac{740\cdot 0{,}074+250\cdot 1}{990} = 0{,}308$$

$$X_{S,\,M_2} = \frac{R'_1 X_{S,\,R_1} + S' x_{S,\,S}}{R'_1} = \frac{685\cdot 0{,}08+250}{685} = 0{,}445$$

$$X_{B,\,M_2} = \frac{R'_1 x_{B,\,R_1} + S' x_{B,\,S}}{R'_1} = \frac{685\cdot 0{,}39}{685} = 0{,}39$$

Так как используется чистый экстрагент, то прямые RM на диаграмме S—B параллельны оси ординат.

После нахождения точки M_2 и проведения коннод получим концентрации рафината R_2 и экстракта E_2:

Из тройной диаграммы		Из диаграммы $S-B$	
$x_{A,\,R_2} = 0{,}742$;	$y_{A,\,E_2} = 0{,}059$	$X_{B,\,R_2} = 0{,}23$;	$y_{B,\,E_2} = 0{,}845$
$x_{B,\,R_2} = 0{,}221$;	$y_{B,\,E_2} = 0{,}326$	$X_{S,\,R_2} = 0{,}038$;	$y_{S,\,E_2} = 1{,}60$
$x_{S,\,R_2} = 0{,}036$;	$y_{S,\,E_2} = 0{,}615$		

Как и для первой ступени, определяем количества полученных продуктов

$$E_2 = 455\ \text{кг};\qquad R_2 = 535\ \text{кг};\qquad E'_2 = 179\ \text{кг};\qquad R'_2 = 515\ \text{кг}$$

Продолжаем расчеты таким же образом до тех пор, пока не будет достигнута концентрация конечного рафината, меньшая, чем заданная в условиях. Результаты расчетов сведены в табл. XII-4.

Из таблицы видно, что число ступеней, необходимое для получения концентрации ацетона в рафинате, равной 10%, составляет 3—4. Путем некоторого увеличения количества экстрагента подаваемого в третью ступень, можно достичь заданной концентрации, ограничившись лишь тремя ступенями.

Таблица XII-4. Количества и составы продуктов в процессе экстракции ацетона из его водного раствора с помощью МИБК (к примеру XII.5)

№ ступени	Расчет с учетом растворителя: обозначение	количество, кг	состав рафината и экстракта: x_A	y_A	x_B	y_B	x_S	y_S	Расчет без учета растворителя: обозначение	количество, кг	состав рафината и экстракта: X_B	Y_B	X_S	Y_S
	M_1	1250	0,40	—	0,40	—	0,20	—	M'_1	1000	0,5	—	0,25	—
1	R_1	740	0,565	—	0,361	—	0,074	—	R'_1	685	0,39	—	0,08	—
	E_1	510	—	0,132	—	0,456	—	0,412	E'_1	290	—	0,775	—	0,70
	M_2	990	0,422	—	0,27	—	0,308	—	M'_2	694	0,39	—	0,445	—
2	R_2	535	0,742	—	0,22	—	0,036	—	R'_2	515	0,23	—	0,038	—
	E_2	455	—	0,059	—	0,325	—	0,615	E'_2	179	—	0,845	—	1,6
	M_3	785	0,509	—	0,151	—	0,34	—	M'_3	506,5	0,23	—	0,595	—
3	R_3	435	0,858	—	0,114	—	0,027	—	R'_3	423,5	0,117	—	0,0277	—
	E_3	350	—	0,0368	—	0,197	—	0,762	E'_3	83	—	0,842	—	3,3
	M_4	685	0,547	—	0,073	—	0,38	—	M'_4	419	0,117	—	0,615	—
4	R_4	402	0,922	—	0,054	—	0,024	—	R'_4	392	0,055	—	0,0246	—
	E_4	283	—	0,03	—	0,1	—	0,87	E'_4	27	—	0,77	—	6,7

Общее количество экстракта, полученного во всех четырех ступенях, составляет

$$E = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 = 510 + 455 + 350 + 283 = 1598 \text{ кг}$$

Концентрации компонентов после смешения полученных экстрактов определяем из соотношений

$$y_{A,E} = \frac{R_0 x_{A,R_0} - R_4 x_{A,R_4}}{E} = \frac{1000 \cdot 0{,}5 - 402 \cdot 0{,}922}{1598} = 0{,}08$$

$$y_{B,E} = \frac{R_0 x_{B,R_0} - R_4 x_{B,R_4}}{E} = \frac{1000 \cdot 0{,}5 - 402 \cdot 0{,}054}{1598} = 0{,}30$$

$$y_{S,E} = \frac{4S - R_4 x_{S,R_4}}{E} = \frac{4 \cdot 250 - 402 \cdot 0{,}024}{1598} = 0{,}62$$

Следовательно, полученный экстракт будет содержать 30% ацетона и 8% воды.

Пример XII. 6. 100 *кг* раствора ацетон (B) — вода (A), содержащего 50% ацетона, подвергают экстракции четыреххлористым углеродом (S) для получения рафината, содержащего 10% ацетона. Определить необходимое число теоретических ступеней, если экстракцию проводят перекрестным током и в каждую ступень подают по 25 *кг* чистого экстрагента. Кривая равновесия и сопряженные точки приведены на треугольной диаграмме (рис. XII-20). Сравнить результаты с полученными в примере XII. 5.

Решение. Аналогично примеру XII.5 расчет ведем по треугольной диаграмме. Конечные результаты сведены в табл. XII-5.

Из таблицы видно, что хотя при использовании четыреххлористого углерода требуется вдвое больше ступеней, чем при экстракции метилизобутилкетоном, экстракт содержит значительно меньше воды.

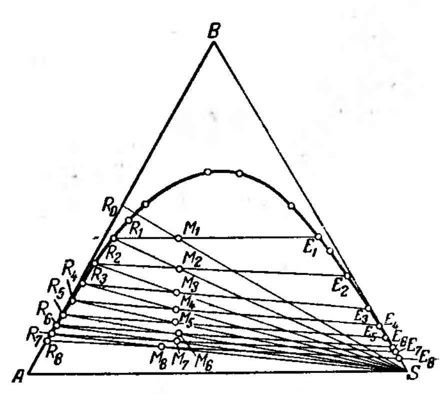


Рис. XII-20. Расчет многоступенчатой перекрестноточной экстракция ацетона из воды четыреххлористым углеродом (к примеру XII. 7).

Пример XII. 7. Раствор ацетон (B) — вода (A), содержащий 50% ацетона, подвергают противоточной многоступенчатой экстракции метилизобутилкетоном (S) с целью получения рафината, содержащего 2,6% ацетона. Расход исходного раствора 1000 *кг/ч*, экстрагента 655 *кг/ч*. Определить необходимое число теоретических ступеней, составы и расходы продуктов каждой ступени. Данные по равновесию приведены в примере XII. 5.

Решение. Треугольная диаграмма для рассматриваемой системы построена на рис. XII-21. По заданным составам исходной смеси R_0, конечного рафината R_N и экстрагента E_{N+1} наносим на график точки R_0, R_N и $E_{N+1} = S$ (так как экстрагент является чистым, то точка E_{N+1} совпадает с вершиной S треугольника). Соединяем прямой точки R_0 и E_{N+1}. На полученную прямую R_0E_{N+1}

Таблица XII-5. Составы экстракта и рафината в процессе экстракции ацетона из его водного раствора четыреххлористым углеродом (к примеру XII. 6)

№ ступени	Обозначение	Количество, *кг*	Состав рафината и экстракта					
			x_A	y_A	x_B	y_B	x_S	y_S
	M_1	125	0,40	—	0,40	—	0,20	—
1	R_1	85,7	0,57	—	0,40	—	0,03	—
	E_1	39,3	—	0,03	—	0,40	—	0,57
	M_2	110,7	0,44	—	0,31	—	0,25	—
2	R_2	66,2	0,66	—	0,32	—	0,02	—
	E_2	44,5	—	0,01	—	0,30	—	0,69
	M_3	91,2	0,48	—	0,23	—	0,29	—
3	R_3	62,0	0,72	—	0,26	—	0,02	—
	E_3	39,2	—	0,01	—	0,19	—	0,80
	M_4	87,0	0,51	—	0,19	—	0,30	—
4	R_4	56,2	0,77	—	0,215	—	0,015	—
	E_4	31,0	—	0,005	—	0,145	—	0,85
	M_5	81,0	0,53	—	0,15	—	0,32	—
5	R_5	57,9	0,82	—	0,17	—	0,01	—
	E_5	23,1	—	0,00	—	0,10	—	0,90
	M_6	82,9	0,574	—	0,118	—	0,308	—
6	R_6	57,5	0,85	—	0,14	—	0,01	—
	E_6	25,4	—	0,00	—	0,07	—	0,93
	M_7	82,5	0,593	—	0,097	—	0,31	—
7	R_7	55,4	0,875	—	0,12	—	0,005	—
	E_7	27,1	—	0,00	—	0,05	—	0,95
	M_8	80,4	0,603	—	0,083	—	0,314	—
8	R_8	56,1	0,90	—	0,10	—	0,00	—
	E_6	24,3	—	0,00	—	0,03	—	0,97
Общее количество экстракта	E	253,9	—	0,008	—	0,175	—	0,825

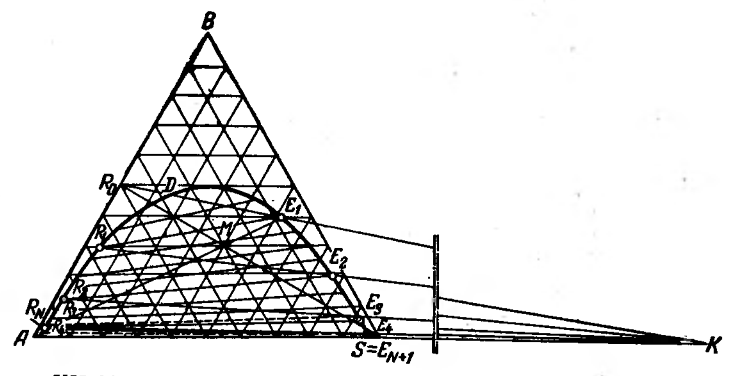


Рис. XII-21. Расчет противоточной многоступенчатой экстракции для системы вода — ацетон — метилизобутилкетон по треугольной диаграмме (к примеру XII. 7).

наносим точку M, координаты которой по отношению к вершине B определяем по уравнению (XII.11), записанному в виде

$$x_{B,\,M}=\frac{R_0 x_{B,\,R_0}+E_{N+1}x_{B,\,E_{N+1}}}{R_0+E_{N+1}}=\frac{1000\cdot 0{,}5+0}{1000+655}=0{,}301$$

Соединяем точки R_N и M и продолжаем прямую R_NM до пересечения с кривой равновесия в точке E_1, которая соответствует конечному экстракту. Проводим прямые R_0E_1 и R_NE_{N+1}, продолжая их до пересечения в точке K. Находим конноду, соответствующую конечному экстракту E_1, определяя при этом положение точки R_1, представляющей концентрацию рафината, выходящего из первой ступени. Соединяем полученную таким образом точку R_1 с точкой K. На пересечении прямой R_1K с кривой равновесия получаем точку E_2, соответствующую экстракту, выходящему из второй ступени. Продолжая далее графическое построение до достижения точки R_N, получаем концентрации на теоретических ступенях, приведенные в табл. XII-6.

Как видно из треугольной диаграммы (рис. XII-21), для достижения заданной степени разделения необходимо примерно 3,3 теоретических ступени.

Количества полученных в единицу времени экстракта и рафината определяем по уравнениям (XII. 23) и (XII. 24)

$$E_1=\frac{M\left(x_{B,\,M}-x_{B,\,R_N}\right)}{y_{B,\,E_1}-x_{B,\,R_N}}=\frac{1655\,(0{,}301-0{,}026)}{0{,}40-0{,}026}=1220\ \textit{кг/ч}$$

$$R_N=E_{N+1}+R_0-E_1=655+1000-1220=435\ \textit{кг/ч}$$

Рис. XII-22. Использование диаграммы $y-x$ для расчета противоточной экстракции в примере XII. 7:

1 — линия равновесия; 2 — рабочая линия.

Количества рафината в единицу времени на выходе из каждой ступени определяем по уравнению (XII. 25):

$$R_n=\frac{R_{n-1}\left(x_{B,\,R_{n-1}}-y_{B,\,E_{n+1}}\right)+E_n\left(y_{B,\,E_{n+1}}-y_{B,\,E_n}\right)}{x_{B,\,R_n}-y_{B,\,E_{n+1}}}$$

При этом для первой ступени ($n=1$) получаем

$$R_1=\frac{1000\,(0{,}50-0{,}20)+1220\,(0{,}20-0{,}40)}{0{,}292-0{,}20}=610\ \textit{кг/ч}$$

а для остальных ступеней

$R_2=445$ *кг/ч*; $R_3=460$ *кг/ч*

$E_2=830$ *кг/ч*; $E_3=665$ *кг/ч*

Таблица XII-6. Концентрации экстракта и рафината на теоретических ступенях (к примеру XII. 7)

	№ теоретической ступени			
	1	2	3	4
Ацетон в экстракте y_B . .	0,40	0,20	0,061	0,007
Ацетон в рафинате x_B . .	0,292	0,119	0,032	0,003

Для определения числа теоретических ступеней экстракции можно воспользоваться также диаграммой y—x. Линию равновесия на этой диаграмме (рис. XII-22) строим по экспериментальным данным, а рабочую линию — по значениям $y_{B_{n+1}}$ и x_{B_n}, полученным на пересечениях линии равновесия с секущими, проведенными из точки K. При этом для построения рабочей линии на рис. XII-22 использованы следующие значения концентраций, полученные из треугольной диаграммы (см. рис. XII-21):

$y_{B_{n+1}}$	0,01	0,061	0,09	0,12	0,96	0,20	0,25	0,31	0,40
x_{B_n}	0,032	0,119	0,155	0,20	0,25	0,295	0,35	0,40	0,45

Построение ступенчатой линии между рабочей и равновесной кривыми на рис. XII-22 показывает, что требуется 3,3 теоретических ступени.

Пример XII. 8. Раствор уксусная кислота (B) — вода (A), содержащий 30% уксусной кислоты, подвергают противоточной многоступенчатой экстракции диизопропиловым эфиром (S) с целью снижения концентрации уксусной кислоты в конечном рафинате до 0,0203 *кг/кг* раствора.

Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции при расходах: раствора 2000 *кг/ч*, экстрагента 5000 *кг/ч*. При решении использовать диаграммы $S-B$ и Y_B-X_B. Данные по равновесию системы вода—уксусная кислота — диизопропиловый эфир приведены в табл. XII-7.

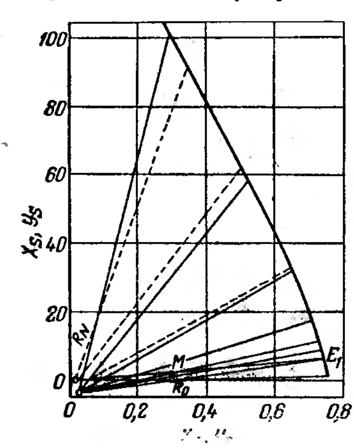


Рис. XII-23. Определение рабочих концентраций по диаграмме $S-B$ в примере XII. 8.

Решение. По данным табл. XII-7 строим на рис. XII-23 диаграмму S—B. Наносим на нее точки R_0 и R_N, представляющие исходную смесь и конечный рафинат. Затем наносим точку M, определив ее координаты по уравнениям (XII.15) и (XII.16)

Таблица XII-7. **Равновесные концентрации компонентов системы уксусная кислота — вода — диизопропиловый эфир (к примеру XII. 8)**

Слой воды					Слой эфира				
x_A	x_B	x_S	X_B	X_S	y_A	y_B	y_S	Y_B	Y_S
98,1	0,69	1,2	0,007	0,0121	0,5	0,18	99,3	0,265	146
97,1	1,41	1,5	0,0143	0,0152	0,7	0,37	98,9	0,346	92,4
95,5	2,89	1,6	0,0294	0,0163	0,8	0,79	98,4	0,496	61,9
91,7	6,42	1,9	0,0654	0,0194	1,0	1,93	97,1	0,655	33,1
84,4	13,30	2,3	0,136	0,0235	1,9	4,82	93,3	0,717	13,9
71,1	25,50	3,4	0,264	0,0352	3,9	11,40	84,7	0,745	5,5
58,9	36,70	4,4	0,384	0,0460	6,9	21,20	71,5	0,756	2,5
45,1	44,30	10,6	0,496	0,1187	10,8	31,10	58,1	0,742	1,39
37,1	46,40	16,5	0,556	0,1976	15,1	36,20	48,7	0,706	0,95

$$X_{S,\,M}=\frac{R_0'X_{S,\,R_0}+S'X_{S,\,S}}{R_0'+S'}=\frac{0+5000}{2000}=2{,}5$$

$$X_{B,\,M}=\frac{R_0'X_{B,\,R_0}+S'X_{B,\,S}}{R_0'+S'}=$$

$$=\frac{2000\cdot 0{,}3+0}{2000}=0{,}3$$

Соединяем точки R_N и M и продолжаем прямую R_NM до пересечения с кривой равновесия в точке E_1, представляющей конечный экстракт. Согласно рис. XII-23, концентрации компонентов S и B в конечном рафинате:

$$Y_{S,\,E_1}=6{,}4; \qquad Y_{B,\,E_1}=0{,}74$$

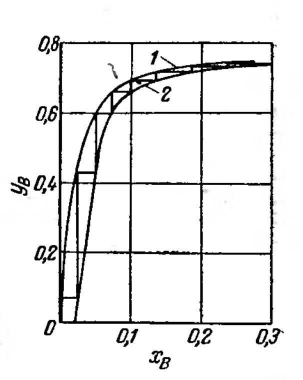


Рис. XII. 24. Определение числа теоретических ступеней по диаграмме y_B-x_B в примере XII. 8:

1 — линия равновесия; *2* — рабочая линия.

По уравнению (XII. 28) определяем количество конечного экстракта без учета экстрагента

$$E_1'=M'\frac{X_{S,\,M}-X_{S,\,R_N}}{Y_{S,\,E_1}-X_{S,\,R_N}}=2000\,\frac{2{,}5-0{,}0156}{6{,}4-0{,}0156}=776\ кг/ч$$

Количество конечного рафината

$$R_N'=M'-E_1'=2000-776=1224\ кг/ч$$

На диаграмму, приведенную на рис. XII.23, наносим точку K, определив ее координаты по уравнениям (XII.26) и (XII.27)

$$X_{B,\,K}=\frac{R_0'X_{B,\,R_0}-E_1'Y_{B,\,E_1}}{R_0'-E_1'}=\frac{2000\cdot 0{,}3-776\cdot 0{,}74}{2000-776}=0{,}0203$$

$$X_{S,\,K}=\frac{R_0'X_{S,\,R_0}-E_1'Y_{S,\,E_1}}{R_0'-E_1'}=\frac{0-776\cdot 6{,}4}{2000-776}=-4{,}06$$

Из полученной точки K проводим секущие, на пересечении которых с линией равновесия получаем рабочие концентрации $Y_{B_{n+1}}$ и X_{B_n}. При этом из рис. XII-23 имеем следующие данные для построения рабочей линии:

$Y_{B_{n+1}}$	0	0,29	0,52	0,655	0,708	0,725	0,732	0,740
X_{B_n}	0,0203	0,04	0,056	0,09	0,155	0,207	0,255	0,30

На рис. XII-24 представлена диаграмма Y_B—X_B, на которой по этим данным построена рабочая, а по данным табл. XII-7 — равновесная линия. Проводя ступенчатую линию между обеими кривыми, получим 7,2 теоретических ступени экстракции.

ЗАДАЧИ

Задача XII. 1. Построить треугольную диаграмму для системы уксусная кислота (B) — вода (A) — изопропиловый эфир (S) по данным табл. XII-7. Сравнить полученный график с графиком, приведенным на рис. XII-16.

Задача XII. 2. Пользуясь данными табл. XII-1, построить треугольную диаграмму для системы ацетон (B) — вода (A) —

трихлорэтан (S) и определить состав слоя трихлорэтана, находящегося в равновесии со слоем воды следующего состава:

$$x_A = 0{,}57; \qquad x_B = 0{,}41; \qquad x_S = 0{,}02$$

Задача XII.3. 100 *кг* раствора ацетон (B) — вода (A), содержащего 25% ацетона, подвергают одноступенчатой экстракции метилизобутилкетоном (S). Определить минимальное количество экстрагента, количества и концентрации полученных продуктов. Для решения задачи воспользоваться данными табл. XII-3.

Задача XII.4. Определить количества и концентрации рафината и экстракта, полученные при одноступенчатой экстракции трихлорэтаном (S), в количестве 250 *кг*, из 1000 *кг* раствора, содержащего 50% ацетона (B) и 50% воды (A).

Задача XII.5. 75 *кг* раствора, содержащего 35% ацетона (B) и 65% воды (A), подвергают многоступенчатой экстракции с перекрестным током для получения рафината, содержащего 7,5% ацетона. В каждую ступень подают по 25 *кг* экстракта (метилизобутилкетон). Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции, количества и концентрации продуктов каждой ступени. Данные по равновесию приведены в табл. XII-3.

Задача XII.6. Раствор, содержащий 50% ацетона (B) и 50% воды (A), подвергают противоточной экстракции четыреххлористым углеродом (S) до получения конечного рафината, содержащего 10% ацетона. Расход раствора составляет 100 *кг/ч*, а экстрагента — 80 *кг/ч*. Определить необходимое число теоретических ступеней экстракции, расходы и концентрации в каждой ступени.

Задача XII.7. Смесь, содержащую 40% ацетона (B) и 60% воды (A), подвергают противоточной экстракции метилизобутилкетоном (S). Экстракцию осуществляют на установке, имеющей три теоретические ступени. Зная, что количество используемого для экстракции чистого экстрагента равно количеству исходной смеси, определить состав конечного экстракта. Для решения использовать значения равновесных концентраций, приведенные в табл. XII-3.

Задача XII.8. Смесь, содержащую 55% ацетона (B) и 45% воды (A), подвергают противоточной экстракции хлорбензолом с целью получения экстракта, содержащего 92% ацетона и 8% воды (за вычетом экстрагента). Зная, что на 100 *кг* исходной смеси расходуется 27,5 *кг* чистого экстрагента, определить: а) составы и количества конечных продуктов (на 100 *кг* смеси); б) необходимое число теоретических ступеней экстракции. Равновесные данные приведены в табл. XII-8.

Задача XII.9. По условиям предыдущей задачи определить количества полученного рафината и экстракта без учета экстрагента; найти также необходимое число теоретических ступеней с помощью диаграмм $y_B - x_B$ и $Y_B - X_B$.

Таблица XII-8. **Равновесные концентрации компонентов для системы ацетон — вода — хлорбензол (к задаче XII.8)**

Слой воды			Слой хлорбензола			Слой воды			Слой хлорбензола		
x_A	x_B	x_S	y_A	y_B	y_S	x_A	x_B	x_S	y_A	y_B	y_S
98,89	0	0,11	0,18	0	98,82	64,22	35	0,78	2,33	43,28	54,39
94,82	5	0,18	0,32	5,21	94,47	58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72	52,76	45	2,24	4,28	54,92	40,80
84,78	15	0,24	0,63	16,20	83,17	46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
79,69	20	0,31	0,70	22,23	76,98	36,69	55	6,31	23,83	61,79	24,38
74,58	25	0,42	1,17	29,01	69,82	27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80	25,66	60,58	13,76	26,66	60,58	13,76

ЛИТЕРАТУРА

Трейбал Р., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Изд. «Химия», 1966.

Броунштейн Б. И., Железняк А. С., Физико-химические основы жидкостной экстракции, Изд. «Химия», 1966.

Альдерс Л., Жидкостная экстракция, пер. с англ., Издатинлит, 1957.

Зюлковский З., Жидкостная экстракция в химической промышленности, пер. с польск., Госхимиздат, 1963.

Soare S., Precup I., Taran C., Extractia lichid — lichid, Bucureşti, Editura tehnică, 1963.

ОБЩАЯ ЛИТЕРАТУРА

Касаткин А. Г., Основные процессы и аппараты химической технологии, 7-е изд., Госхимиздат, 1960.

Плановский А. Н., Николаев П. И., Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, Гостоптехиздат, 1960.

Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З., Процессы и аппараты химической технологии, 3-е изд., Госхимиздат, 1966.

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А., Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, 6-е изд., Изд. «Химия», 1964.

Беннетт К. О., Майерс Дж. Е., Гидродинамика, теплообмен и массообмен, пер. с англ., Изд. «Недра», 1966.

Цибoровский Я., Основы процессов химической технологии, пер. с польск., Изд. «Химия», 1967.

Левеншпиль О., Инженерное оформление химических процессов, Изд. «Химия», 1969.

Mc Cabe W. J., Smith J. C., Unit operations of chemical engineering, New York, Mc Craw-Hill, 1967.

Coulson J. M., Richardson J. F., Chemical engineering, London, Pergamon Press, 1964.

Bratu Em. A., Operaţii şi utilage în industria chimică, Bucureşti, Editura tehnică, 1960—1961.

Справочник химика в 6 томах, 2-е изд., «Химия», 1962—1967.

Перри Дж., Справочник инженера-химика, пер. с англ. т. I, II, Изд. «Химия», 1969.

ЧАСТЬ ПЯТАЯ

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ И ПРИЛОЖЕНИЯ

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ

Глава II

II. 1 — $G_1 = 15,85$ *кг*; $G_2 = 9,15$ *кг*
II. 2 — $G_1 = 632$ *кг*; $G_2 = 206$ *кг*; $G_3 = 562$ *кг*
II. 3 — $G_A = 2$ *кг*; $G_B = 3$ *кг*; $G_C = 1,6$ *кг*
II. 4 — $G_1 = 2,243$ *кг/сек*; $G_2 = 0,257$ *кг/сек*; $c = 18,8\%$
II. 5 — $G_1 = 1458$ *кг/ч*; $G_2 = 1042$ *кг/ч*; $c = 0,343\%$
II. 6 — $G_1 = 963$ *кг/ч*; $G_2 = 5,01$ *кг/ч*; $G_3 = 2,06 \cdot 10^5$ *кг/ч*
II. 7 — $G_1 = 1,65$ *кг/сек*; $c_1 = 5,28\%$; $G_п = 1,402$ *кг/сек*; $G_k = 0,073$ *кг/сек*; $G_{отх} = 0,025$ *кг/сек*
II. 8 — $G_k = 1,7$ *кг/сек*; $c_k = 9,94\%$; $\eta = 93,8\%$
II. 9 — $\tau = 1,74$ *ч*
II. 10 — $c = 20(1 + 5,4\tau)e^{-5,4\tau}$ % (время τ в часах)
II. 11 — два последовательных резервуара объемом по 3,9 *м³* каждый.
II. 12 — $f > \dfrac{G\sqrt{2}}{\pi\rho V}$
II. 13 — $A_3 = 1,66\%$; $A_4 = 0,58\%$

Глава III

III. 1 — $h_1 = 0,7$ *м*
III. 2 — а) $\mu = 0,0166$ *спз*; б) $\mu = 0,0142$ *спз*
III. 3 — а) $\mu = 0,462$ *спз*; б) $\mu = 0,371$ *спз*
III. 4 — $w_{макс} = 0,0927$ *м/сек*; $w_{ср} = 0,0618$ *м/сек*;

$$\frac{dp}{de} = 1,65 \text{ н/м}^3$$

III. 5 — $w = 31,3$ *м/сек*
III. 6 — $p = 4,32 \cdot 10^5$ *н/м²*
III. 7 — $G_{об} = 0,0254$ *м³/сек*
III. 8 — $G_{об} = 0,0115$ *м³/сек*; $\Delta z = 30$ *м*
III. 9 — $G = 193$ *кг/сек*
III. 10 — $G = 1,4$ *кг/сек*
III. 11 — $N = 1,3$ *квт*
III. 12 — $\Delta p = 2,31 \cdot 10^4$ *н/м²*
III. 13 — $\Delta p_1 = 201$ *н/м²*; $\Delta p_2 = 5,8 \cdot 10^3$ *н/м²*
III. 14 — $\tau = 508$ *сек*
III. 15 — $z_2 = 1$ *м*; $G_{об} = 0,031$ *м³/сек*
III. 16 — $Z_{макс} = 1,8$ *м*
III. 17 — $\eta = 49\%$; $G_{об} = 20,1$ *м³/ч*

III. 18 — $z = 7,8$ *мм*
III. 19 — $w = 0,12$ *м/сек*; $w_y = 0,48$ *м/сек*
III. 20 — $\Delta p = 2,1 \cdot 10^4$ *н/м²*
III. 21 — $n = 3$; $p_1 = 3,1$ *ат*; $p_2 = 9,6$ *ат*; $L = 1,48 \cdot 10^3$ *дж/кг*
III. 22 — $n = 14$; $N = 123$ *квт*
III. 23 — на 4,55%
III. 24 — $N = 240$ *вт*

Глава IV

IV. 1 — $d_{крит.\ сусп} = 1,77 \cdot 10^{-4}$ *м*; $d_{крит,\ 1} = 4,65 \cdot 10^{-3}$ *м*
IV. 2 — $w_0 = 2,22 \cdot 10^{-4}$ *м/сек*
IV. 3 — $w_0 = 7,15 \cdot 10^{-3}$ *м/сек*
IV. 4 — $I = 2,9 \cdot 10^{-3} V_к$; $B = 345$ *м²*; $S = 12,3$ *м²*
IV. 5 — $a = 1,015 \cdot 10^3$ *сек/м²*; $b = 150$ *сек/м*
IV. 6 — $r_0 = 9,9 \cdot 10^{14}$ *м⁻²*; $R_0 = 7,36 \cdot 10^{10}$ *м⁻¹*
IV. 7 — $a = 1,19 \cdot 10^5$ *сек/м²*; $b = 51$ *сек/м*
IV. 8 — а) $V_{сусп} = 8,24$ *м³/ч*; б) $V_ф = 7,7$ *м³/ч*; в) $\chi = 0,07$ *м³/м³*
IV. 9 — $V = 1,73$ *м³/м²*; $F = 45$ *м²*
IV. 10 — $w_{пр} = 6 \cdot 10^{-2}$ *м³/(м² · ч)*; $\tau_{пр} = 0,52$ *ч*
IV. 11 — $F = 3,5$ *м²*

Глава V

V. 1 — $r = 5,02 \cdot 10^5$ *дж/кг*
V. 2 — а) $5,40 \cdot 10^5$ *дж/кг*; б) $5,12 \cdot 10^5$ *дж/кг*; в) $5,02 \cdot 10^5$ *дж/кг*
V. 3 — $r = 3,28 \cdot 10^5$ *дж/кг*
V. 4 — $Q = 7,3 \cdot 10^5$ *дж*
V. 5 — $t = 44°$ C
V. 6 — $i''' = 12,0 \cdot 10^5$ *дж/кг*
V. 7 — $G = 12,25$ *кг/сек*
V. 8 — $G = 5,3$ *кг/сек*
V. 9 — $t = 350°$ C
V. 10 — $t = 53,8°$ C
V. 11 — $\tau = 2,17$ *ч*; $t_{макс} = 72,6°$ C

Глава VI

VI. 1 — $t_н = 347°$ C
VI. 2 — $Q = 1005$ *вт*
VI. 3 — $q = 1936$ *вт/м²*
VI. 4 — $q = 2310$ *вт/м²*
VI. 5 — а) $t = 2000\left(-1 + \sqrt{1,96 - 2,09x}\right)$; б) $\Delta_{макс} = 24°$ C
VI. 6 — а) 8,4 *квт*; б) 11,2 *квт*; в) −2,8 *квт*; г) $4,15 \cdot 10^5$ *град/сек*
VI. 7 — Стенка охлаждается
VI. 8 — $q = 6,32 \cdot 10^4$ *вт*
VI. 9 — $q = 81,3$ *вт/м*
VI. 10 — $Q = 1740$ *вт*
VI. 11 — а) Материал с меньшей теплопроводностью следует расположить внутри; б) в 1,65 раза
VI. 12 — $t_{теор} = 636°$ C
VI. 13 — $t_1 = 434°$ C; $t_4 = 208°$ C
VI. 14 — а) $t_п = 160°$ C; $t_ц = 123°$ C; б) $\tau = 48$ *мин*
VI. 15 — $\tau = 51$ *мин*
VI. 16 — $q = 3360$ *вт/м*

VI. 17 — $\alpha = 20\,300$ *вт/м² · град*
VI. 18 — $\alpha = 116$ *вт/м² · град*
VI. 19 — а) вода: $a = 12{,}15$; $m = 0{,}8$; $n = 1{,}8$;
б) воздух: $a = 4{,}05$; $m = 0{,}8$; $n = 0{,}2$
VI. 20 — $Q = 990$ *вт*; $Q = 998$ *вт*
VI. 21 — $t = 78°$ C
VI. 22 — $\delta_1 = 0{,}86$ *м*; $\delta_2 = 0{,}195$ *м*
VI. 23 — $Q = 453$ *квт*
VI. 24 — $q = 2200$ *вт/м*
VI. 25 — $Q = 21\,300$ *вт*
VI. 26 — в 3,2 раза
VI. 27 — $\tau = 10$ *ч*
VI. 28 — $q = 14\,000$ *вт/м*; $q' = 14\,190$ *вт/м*
VI. 29 — а) $q = 24\,400$ *вт/м*; б) в 2,95 раза
VI. 30 — а) $I = 75$ *а*; б) $t = 103{,}5°$ C; в) в 1,19 раза
VI. 31 — $t = 1000°$ C
VI. 32 — $\lambda = 43{,}5$ *вт/(м · град)*

Глава VII

VII. 1 — Противоток
VII. 2 — $t_1'' = 32{,}2°$ C; $t_2'' = 40°$ C
VII. 3 — а) прямоток: $F = 10{,}8$ *м²*; $G_1 = 7{,}34$ *кг/сек*;
б) противоток: $F = 30{,}3$ *м²*; $G_1 = 1{,}05$ *кг/сек*
VII. 4 — $F = 11{,}7$ *м²*
VII. 5 — $F_{прям} : F_{прот} : F_{см,\ 2} : F_{см,\ 4} = 1 : 0{,}715 : 0{,}651 : 0{,}55$
VII. 6 — $t_a = 36{,}6°$ C; $t_b = 83{,}4°$ C
VII. 7 — $k = 17{,}5$ *вт/(м² · град)*
VII. 8 — а) $G_1 = 0{,}835$ *кг/сек*; $kF = 963$ *вт/град*;
б) $t_1'' = 73°$ C; $t_2'' = 33{,}5°$ C
VII. 9 — $t_1'' = 108°$ C
VII. 10 — $F = 6{,}2$ *м²*; $t''_{2\ н} = 96{,}5°$ C; $t''_{2\ к} = 50{,}5°$ C
VII. 11 — $n = 18$ шт; $n' = 2$ хода
VII. 12 — $\tau = 0{,}89$ *ч* < 1 *ч*
VII. 13 — $t_{кип.\ ср} = 78°$ C
VII. 14 — $t_{кип} = 129{,}15°$ C
VII. 15 — $F = 108$ *м²*; $F' = 80{,}3$ *м²*
VII. 16 — $p = 0{,}317$ *ат*
VII. 17 — $\delta_{отл} = 0{,}206$ *мм*, $S_0 = 0{,}199$ *кг/сек* исходного раствора
VII. 18 — $F = 87{,}2$ *м²*
VII. 19 — $c_k = 6{,}9\%$
VII. 20 — $c_k = 10\%$
VII. 21 — $p = 2{,}22$ *ат*
VII. 22 — $Q_п = 4{,}75\%$
VII. 23 — $S_0 = 2$ *кг/сек*
VII. 24 — $k = 1380$ *вт/(м² · град)*
VII. 25 — $n = 134$ трубок; $n' = 5$ ходов
VII. 26 — $G_1 = 4{,}77$ *кг/сек*; $n = 55$; $n' = 2$ хода
VII. 27 — $F = 19$ *м²*
VII. 28 — $D = 1600$ *мм*; $n = 6$ перегородок

Глава VIII

VIII. 1 — $x_A = 0{,}158$; $y_A^* = 0{,}1925$; $p^*_{NH_3} = 142$ *мм рт. ст.*
VIII. 2 — $N_{CO_2} = 3{,}33$ *кг* CO_2*/м²* H_2O

VIII. 3 —

$X \cdot 10^3$ ...	0,0562	0,1406	0,281	0,4218	0,843	1,407	1,96	2,812	4,218
$Y \cdot 10^2$ ...	0,0507	0,134	0,351	0,648	1,55	3,10	4,75	7,65	12,4

VIII. 4 — $m_{y,\ 1} = 2{,}22$; $m_{y,\ 2} = 2{,}73$
VIII. 5 — $t = 105°$ C; $y = 0{,}25$
VIII. 6 — $\alpha = 2{,}45$; $m = 0{,}822$
VIII. 7 — $x_1 = 0{,}4$; $y_1 = 0{,}63$
VIII. 8 — а) $x_1 = 0{,}80$; $y_2 = 0{,}93$; б) $x_1 = 0{,}81$; $y_1 = 0{,}93$
VIII. 9 — а) $D = 0{,}128$ *см²/сек*; б) $D = 0{,}17$ *см²/сек*
VIII. 10 — $D_{AB} = 0{,}1725$ *см²/сек*; $D_{AC} = 0{,}2335$ *см²/сек*
$D_{AD} = 0{,}2233$ *см²/сек*; $D_A = 0{,}219$ *см²/сек*
VIII. 11 — $D = 1{,}37 \cdot 10^{-5}$ *см²/сек*
VIII. 12 — $k_г = 37{,}7$ *м/ч*; $k_ж = 0{,}494$ *м/ч*
VIII. 13 — $k_г = 1{,}535$ *кмоль/(м² · ч · Δy)*; $k_ж = 27{,}4$ *кмоль/(м² · ч · Δx)*
VIII. 14 — $k_г = 1{,}1 \cdot 10^5$ *м/ч*
VIII. 15 — $k_г = 2{,}615 \cdot 10^4$ *м/ч*; $k_ж = 41{,}3$ *м/ч*
VIII. 16 — $k_г = 131$ *кмоль/(м² · ч · Δy)*; $k_ж = 2295$ *кмоль/(м² · ч · Δx)*
VIII. 17 — $m_1 = 29{,}8$; $m_2 = 9{,}9$; $K_{г,\ 1} = 48{,}3$ *кмоль/(м² · ч · Δy)*;
$K_{г,\ 2} = 83{,}5$ *кмоль/(м² · ч · Δy)*

Глава IX

IX. 1 — $\varepsilon = 0{,}66$; $\psi = 0{,}446$; $d_{об} = 0{,}0116$ *м*; $d_{пов} = 0{,}0174$ *м*; $\sigma = 394$ *м²/м³*
IX. 2 — $d_{экв} = 0{,}33$ *мм*; Re = 2280
IX. 3 — $\Delta p_г = 320$ *н/м²*
IX. 4 — $\lambda = 45$; $\Delta p_г = 240$ *н/м²*
IX. 5 — $\Delta p_{г-ж} = 1180$ *н/м²*
IX. 6 — $S_{эфф} = 0{,}010$; $S_{ост} = 0{,}025$; $S_{общ} = 0{,}035$; $V_{ост} = 0{,}085$ *м³*; $V = 0{,}120$ *м³*
IX. 7 — $\Delta p_{об} = 0{,}040$ *мм рт. ст.* жидкости

Глава X

X. 1 — $L = 118$ *кмоль/ч*
X. 2 — $L = 27{,}20$ *м³/ч*
X. 3 — $L = 14{,}6$ *м³/ч*
X. 4 — $F = 3230$ *м²*
X. 5 — $H = 6{,}90$ *м*

X. 6 —

y ...	0,06	0,05	0,04	0,03	0,02	0,01	0,001
y_i ...	0,0475	0,0392	0,0308	0,0224	0,0140	0,0065	0,0005

X. 7 — $H = 2{,}2$ *м*

Глава XI

XI. 1 — 1) $L_к = 7{,}87$ *кмоль*; 2) $y = 0{,}743$
XI. 2 — 1) $x = 0{,}380$; 2) $y = 0{,}680$
XI. 3 — 1) $x = 0{,}403$; $y = 0{,}6455$; 2) $t = 71°$ C
XI. 4 — $x_1 = 0{,}00126$; $y_1 = 0{,}3122$;
$x_2 = 0{,}05624$; $y_2 = 0{,}2984$;
$x_3 = 0{,}3150$; $y_3 = 0{,}2338$;
$x_4 = 0{,}6275$; $y_4 = 0{,}1556$
XI. 5 — 1) $e = 0{,}665$; 2) $x_1 = 0{,}022$; $y_1 = 0{,}1395$;
$x_2 = 0{,}5217$; $y_2 = 0{,}7147$;
$x_3 = 0{,}4562$; $y_3 = 0{,}1460$

14 Зак. 976

XI. 6 — 1) $e = 0{,}85$ 2) $x_1 = 0{,}032$; $y_1 = 0{,}114$;
$x_2 = 0{,}068$; $y_2 = 0{,}122$;
$x_3 = 0{,}105$; $y_3 = 0{,}167$;
$x_4 = 0{,}487$; $y_4 = 0{,}462$;
$x_5 = 0{,}187$; $y_5 = 0{,}113$;
$x_6 = 0{,}087$; $y_6 = 0{,}026$

XI. 7 — 1) $W = 196{,}6$ *кмоль/ч*; $D = 153{,}4$ *кмоль/ч*;
2) $N = 11$ теоретических тарелок.

XI. 8 — 1) $W = 600$ *кмоль/ч*; $D = 400$ *кмоль/ч*;
2) $R_{мин} = 1{,}36$;
3) и 4)

Число тарелок	Метод расчета				
	Фенске	Джилилэнда	Мак-Кэба — Тиле	Смокера	Льюиса
N	—	12,4	13,3	13,04	13,18
$N_{мин}$	6,63	—	7	—	—

XI. 9 — $R = 1{,}25$ *кмоль/кмоль*
XI. 10 — $N_д = 18$ тарелок

Глава XII

XII. 2 — $Y_A = 0{,}06$; $Y_B = 0{,}54$; $Y_S = 0{,}40$

XII. 3 — $S_m = 4$ *кг*; $R_1 = 83$ *кг*; $E_1 = 117$ *кг*; $x_A = 0{,}887$; $x_B = 0{,}09$;
$x_S = 0{,}023$ *кг*; $y_A = 0{,}032$; $y_B = 0{,}15$; $y_S = 0{,}818$

XII. 4 — $E_1 = 500$ *кг*; $R_1 = 750$ *кг*; $x_A = 0{,}65$; $x_B = 0{,}35$; $x_S = 0{,}02$;
$y_A = 0{,}04$; $y_B = 0{,}475$; $y_S = 0{,}485$

XII. 5 — 3; $R_1 = 62$ *кг*; $x_{B,R_1} = 0{,}223$; $E_1 = 38$ *кг*; $y_{B,E_1} = 0{,}325$;
$R_2 = 56$ *кг*; $x_{B,R_2} = 0{,}134$; $E_2 = 31$ *кг*; $y_{B,E_2} = 0{,}204$; $R_3 = 50$ *кг*;
$x_{B,R_3} = 0{,}075$; $E_3 = 31$ *кг*; $y_{B,E_3} = 0{,}12$

XII. 6 — 5 теоретических ступеней

Расход, кг/ч	Число единиц				
	1	2	3	4	5
E	132,5	101,7	80,9	74,0	62,5
R	69,2	48,3	41,5	30,0	47,5
Y_{BE}	0,35	0,235	0,16	0,085	0,015
x_{BE}	0,4	0,345	0,24	0,155	0,08

XII. 7 — $Y_A = 0{,}051$; $Y_B = 0{,}27$; $Y_S = 0{,}679$

XII. 8 — а) $x_{A_1R_N} = 0{,}694$; $x_{B_1R_N} = 0{,}30$; $x_{S_1R_N} = 0{,}06$; $R_N = 60{,}4$ *кг*
$y_{A_1E_1} = 0{,}043$; $Y_{B_1E_1} = 0{,}549$;
$Y_{S_1E_1} = 0{,}408$; $E_1 = 67{,}1$ *кг*
б) 2 теоретические ступени

XII. 9 — $R'_N = 60$ *кг*; $E'_1 = 40{,}0$ *кг*

ПРИЛОЖЕНИЯ

Плотность жидкостей и водных растворов (в $кг/м^3$)

Вещество	Плотность при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота								
100%-ная	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50%-ная	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода 25%-ная	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин 50%-ный	—	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Двуокись серы (жидк.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Раствор хлористого кальция 25%-ный	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
Метиловый спирт								
100%-ный	828	810	792	774	756	736	714	690
40%-ный	—	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Раствор едкого натра								
50%-ный	—	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
40%-ный	—	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30%-ный	—	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20%-ный	—	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10%-ный	—	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049

Вещество	Плотность при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия, 20%-ный	—	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	—	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20%-ный	—	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Серная кислота								
98%-ная	—	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92%-ная	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75%-ная	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60%-ная	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота 30%-ная	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота								
100%-ная	—	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50%-ная	—	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	—	—	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт								
100%-ный	823	806	789	772	754	735	716	693
80%-ный	—	857	843	828	813	797	783	768
60%-ный	—	904	891	878	864	849	835	820
40%-ный	—	947	935	923	910	897	885	872
20%-ный	—	977	969	957	946	934	922	910
Этиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576

Вязкость жидкостей и водных растворов (в *спз*)

коэффициент пересчета в единицы СИ: *спз* $\times 10^{-3} =$ *н · сек/м²*

Вещество	Вязкость при температуре, °C											
	—20	—10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Азотная кислота												
100%-ная	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
50%-ная	—	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	—	—	—
Аммиачная вода 25%-ная	—	—	—	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Анилин	—	—	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	—	—	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутиловый спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	—	—	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Глицерин 50%-ный	—	—	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Двуокись серы (жидк.)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	—	—	—	—	—	—
Дихлорэтан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Раствор хлористого кальция 25%-ный	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	—	—	—	—
Метиловый спирт												
100%-ный	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
40%-ный	—	—	3,65	2,54	1,84	1,37	—	—	—	—	—	—
Муравьиная кислота	—	—	—	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Раствор едкого натра												
50%-ный	—	—	—	—	—	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
40%-ный	—	—	—	—	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
30%-ный	—	—	—	—	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
20%-ный	—	—	—	—	4,48	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08
10%-ный	—	—	—	—	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6

Продолжение

Вещество	Вязкость при температуре, °C											
	—20	—10	0	10	20	30	40	50	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нитробензол	—	—	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208
Олеум 20%-ный	—	—	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	—	—
Серная кислота												
98%-ная	—	—	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2
92%-ная	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
75%-ная	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
60%-ная	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляная кислота 30%-ная	—	—	—	2,1	1,7	1,48	1,3	—	—	—	—	—
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота												
100%-ная	—	—	—	—	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
50%-ная	—	—	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4
Фенол (расплавленный)	—	—	—	—	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Четыреххлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт												
100%-ный	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
80%-ный	—	—	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
60%-ный	—	—	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
40%-ный	—	—	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
20%-ный	—	—	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3
Этиловый эфир	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1

ПРИЛОЖЕНИЕ III

Удельная теплоемкость жидкостей и водных растворов [*в ккал/(кг · град)*]

коэффициент пересчета в СИ: [*ккал/(кг · град)*] · 4190 = *дж/(кг · град)*

Вещество	Удельная теплоемкость при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота								
100%-ная	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
50%-ная	—	0,667	0,68	0,693	0,71	0,73	0,74	0,76
Аммиак жидкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Аммиачная вода 25%-ная	—	1,03	1,03	1,04	1,06	1,08	1,1	1,13
Анилин	—	0,477	0,487	0,498	0,508	0,519	0,529	0,54
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	—	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Бутиловый спирт	0,47	0,503	0,555	0,607	0,66	0,712	0,765	0,817
Вода	—	1,01	0,999	0,998	1,0	1,0	1,01	1,02
Гексан	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536
Глицерин 50%-ный	—	0,85	0,85	0,84	0,84	—	—	—
Двуокись серы (жидк.)	0,313	0,317	0,327	0,342	0,363	0,389	0,42	0,457
Дихлорэтан	0,232	0,253	0,274	0,296	0,317	0,339	0,361	0,382
Изопропиловый спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Раствор хлористого кальция 25%-ный	0,678	0,69	0,702	0,71	0,73	0,74	0,75	0,76
Метиловый спирт								
100%-ный	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
40%-ный	—	0,84	0,85	0,86	0,86	0,87	0,88	0,89
Муравьиная кислота	—	0,469	0,49	0,511	0,531	0,552	0,573	0,593
Раствор едкого натра								
50%-ный	—	—	0,773	0,769	0,767	0,765	0,763	0,762
40%-ный	—	0,807	0,817	0,826	0,83	0,832	0,832	0,832
30%-ный	—	0,824	0,84	0,856	0,865	0,869	0,869	0,869
20%-ный	—	0,842	0,862	0,875	0,882	0,886	0,888	0,888
10%-ный	—	0,882	0,9	0,912	0,918	0,922	0,924	0,926

Вещество	Удельная теплоемкость при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	0,941	0,939	0,936	0,931	0,93	0,92	0,92
Нитробензол	—	0,334	0,347	0,36	0,374	0,387	0,4	0,414
Октан	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526
Олеум 20%-ный	—	0,326	0,34	0,354	0,368	0,382	0,396	0,41
Серная кислота								
98%-ная	—	0,335	0,348	0,361	0,375	0,388	0,402	0,414
92%-ная	0,355	0,366	0,377	0,389	0,4	0,412	0,425	0,436
75%-ная	0,431	0,447	0,463	0,479	0,495	0,51	0,527	0,543
60%-ная	0,505	0,525	0,545	0,565	0,585	0,605	0,625	0,645
Сероуглерод	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Соляная кислота 30%-ная	—	0,55	0,59	0,63	0,67	0,72	0,76	0,8
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Уксусная кислота								
100%-ная	—	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
50%-ная	—	0,73	0,74	0,75	0,76	0,78	0,79	0,8
Фенол (расплавленный)	—	—	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56
Хлорбензол	0,285	0,3	0,315	0,33	0,345	0,36	0,376	0,391
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Четыреххлористый углерод	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Этилацетат	0,424	0,441	0,458	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Этиловый спирт								
100%-ный	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909
80%-ный	—	0,64	0,68	0,72	0,77	0,82	0,87	0,93
60%-ный	—	0,73	0,75	0,79	0,83	0,86	0,9	0,95
40%-ный	—	0,82	0,84	0,87	0,88	0,91	0,94	0,96
20%-ный	—	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95	0,97	0,98
Этиловый эфир	0,516	0,528	0,541	0,575	0,633	0,69	0,747	0,803

Теплопроводность жидкостей и водных растворов [в *ккал/(м·ч·град)*]

коэффициент пересчета в СИ: [*ккал/(м·ч·град)*]·1,16 = *вт/(м·град)*

Вещество	Теплопроводность при температуре, °С							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота								
100%-ная	0,226	0,221	0,216	0,212	0,208	0,205	0,201	0,198
50%-ная	—	0,381	0,394	0,403	0,412	0,416	0,418	0,42
Аммиак жидкий	0,504	0,465	0,426	0,387	0,348	0,309	0,27	0,231
Аммиачная вода 25%-ная	—	0,36	0,386	0,412	0,437	0,463	0,49	0,51
Анилин	—	0,16	0,157	0,154	0,15	0,147	0,144	0,141
Ацетон	0,154	0,15	0,146	0,142	0,138	0,134	0,13	0,126
Бензол	—	0,13	0,126	0,121	0,117	0,112	0,108	0,104
Бутиловый спирт	0,137	0,134	0,132	0,129	0,126	0,123	0,12	0,118
Вода	—	0,474	0,515	0,545	0,567	0,58	0,587	0,59
Гексан	0,118	0,118	0,118	0,118	0,118	0,118	0,118	0,118
Глицерин 50%-ный	—	0,335	0,362	0,391	0,42	0,45	0,48	0,51
Двуокись серы (жидк.)	0,193	0,182	0,171	0,16	0,15	0,139	0,128	0,117
Дихлорэтан	0,125	0,12	0,116	0,112	0,107	0,103	0,098	0,094
Изопропиловый спирт	0,135	0,132	0,13	0,127	0,124	0,121	0,118	0,115
Раствор хлористого кальция 25%-ный	0,407	0,435	0,464	0,492	0,52	0,548	0,58	0,6
Метиловый спирт								
100%-ный	0,186	0,184	0,182	0,179	0,177	0,174	0,172	0,17
40%-ный	—	0,278	0,287	0,295	0,304	0,312	0,32	0,33
Муравьиная кислота	—	0,224	0,221	0,218	0,214	0,211	0,207	0,203
Раствор едкого натра								
50%-ный	—	0,446	0,457	0,465	0,47	0,476	0,479	0,481
40%-ный	—	0,446	0,458	0,467	0,475	0,48	0,483	0,485
30%-ный	—	0,446	0,459	0,469	0,478	0,484	0,487	0,489
20%-ный	—	0,447	0,462	0,473	0,484	0,491	0,494	0,496
10%-ный	—	0,45	0,467	0,48	0,492	0,499	0,503	0,505
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	0,468	0,497	0,52	0,54	0,555	0,565	0,57
Нитробензол	—	0,132	0,13	0,127	0,125	0,122	0,12	0,1
Октан	0,133	0,132	0,131	0,129	0,127	0,126	0,125	0,124
Олеум 20%-ный	—	0,25	0,26	0,27	0,28	0,29	—	—
Серная кислота								
98%-ная	—	0,264	0,284	0,294	0,306	0,324	0,334	0,344
92%-ная	0,256	0,276	0,296	0,306	0,324	0,336	0,346	0,356
75%-ная	0,3	0,315	0,33	0,345	0,365	0,385	0,405	0,425
60%-ная	0,33	0,35	0,37	0,38	0,4	0,43	0,45	0,47
Сероуглерод	0,15	0,146	0,142	0,139	0,133	0,129	0,125	0,121
Соляная кислота 30%-ная	—	0,334	0,362	0,39	0,419	0,45	0,48	0,5
Толуол	0,125	0,121	0,117	0,113	0,11	0,106	0,102	0,098
Уксусная кислота								
100%-ная	—	0,152	0,149	0,145	0,141	0,138	0,134	0,13
50%-ная	—	0,27	0,298	0,326	0,355	0,383	0,41	0,44
Фенол (расплавленный)	—	—	0,175	0,177	0,18	0,182	0,184	0,186
Хлоробензол	0,118	0,114	0,111	0,108	0,104	0,1	0,097	0,094
Хлороформ	0,13	0,122	0,114	0,105	0,097	0,088	0,079	0,071
Четыреххлористый углерод	0,113	0,107	0,101	0,095	0,089	0,083	0,077	0,071
Этилацетат	0,15	0,135	0,118	0,101	0,084	—	—	—
Этиловый спирт								
100%-ный	0,148	0,147	0,145	0,144	0,142	0,141	0,139	0,137
80%-ный	—	0,163	0,191	0,219	0,247	0,275	0,3	0,33
60%-ный	—	0,215	0,243	0,27	0,298	0,326	0,35	0,38
40%-ный	—	0,3	0,329	0,357	0,385	0,413	0,44	0,47
20%-ный	—	0,384	0,412	0,44	0,467	0,495	0,52	0,55
Этиловый эфир	0,12	0,119	0,118	0,117	0,116	0,115	0,114	0,113

ПРИЛОЖЕНИЕ V

Поверхностное натяжение жидкостей и водных растворов (в *дин/см*)

[коэффициент пересчета в СИ: $(дин/см) \cdot 10^{-3} = н/м$]

Вещество	Поверхностное натяжение при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота								
100%-ная	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
50%-ная	—	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	—	—	—
Аммиачная вода 25%-ная	—	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Анилин	—	—	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	—	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутиловый спирт	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Вода	—	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Глицерин 50%-ный	—	72,4	69,6	66,4	63	59,4	55,7	51,7
Двуокись серы (жидк.)	31	26,8	22,7	18,8	14,8	—	—	—
Дихлорэтан	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Раствор хлористого кальция 25%-ный	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Метиловый спирт 100%-ный	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Муравьиная кислота	—	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Раствор едкого натра								
50%-ный	—	—	130	130	129	129	128	128
40%-ный	—	—	108	108	107	107	106	106
30%-ный	—	—	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
20%-ный	—	—	85,8	85	84,7	83,2	81,3	79,6
10%-ный	—	—	77,3	76,1	75	73	70,7	69

Продолжение

Вещество	Поверхностное натяжение при температуре, °C							
	−20	0	20	40	60	80	100	120
Раствор хлористого натрия 20%-ный	—	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Нитробензол	—	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Серная кислота								
98%-ная	—	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
92%-ная	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
75%-ная	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
60%-ная	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Соляная кислота 30%-ная	—	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота								
100%-ная	—	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
50%-ная	—	43	40	37	33	30	27	24
Фенол (расплавленный)	—	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Хлорбензол	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,3
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт								
100%-ный	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
80%-ный	—	26	25	23	21	20	18	16
60%-ный	—	28	27	25	23	22	20	18
40%-ный	—	32	30	28	26	24	22	19
20%-ный	—	40	38	36	33	31	29	27
Этиловый эфир	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1

Удельная теплоемкость *c* [(*ккал/кг · град*)], вязкость μ (в *спз*) и теплопроводность λ [в *ккал/(м · ч · град*)] газов и паров

коэффицненты пересчета в СИ: удельная теплоемкость — [*ккал/(кг · град*)] · 4190 = *дж/кг · град*; вязкость — *спз* · 10^{-3} = *н · сек/м²*; теплопроводность — [*ккал/м · ч · град*] · 1,16 = *вт/(м · град*))

Вещество	Свойства	Температура, °C 0	100	200	300	400	500	600	700	800
Азот	c	0,248	0,249	0,251	0,255	0,261	0,266	0,272	0,277	0,282
	μ	0,0166	0,0208	0,0246	0,028	0,0311	0,0339	0,0366	0,039	0,0413
	λ	0.0209	0,0271	0,0331	0,0386	0,0436	0,048	0,0519	0,0552	0,058
Аммиак	c	0,491	0,527	0,571	0,615	0,654	0 701	0,74	0,778	0,812
	μ	0,0091	0,0128	0,0165	0,0199	0,0234	0,0264	0,0293	0,0321	0,0348
	λ	0,0184	0,0255	0,032	0,0383	0,0444	0,0502	0,0554	0,0606	0,0655
Ацетилен	c	0,39	0,449	0,495	0,528	0,553	0,578	0,598	0,617	0,634
	μ	0,0096	0,0127	0,0154	0,0178	0,0202	0 0223	0,0243	0,0261	0,0278
	λ	0,0149	0,0197	0,0238	0,028	0,0312	0,0343	0,0375	0,0403	0,0431
Ацетон	c	0,3	0,367	0,427	0,483	0,534	0,58	0,618	—	—
	μ	0,0069	0,0094	0,0121	0,0147	0,0174	0,02	0,0228	—	—
	λ	0,0084	0.0149	0,0231	0,0332	0,0448	0,058	0,0728	—	—
Бензол	c	0,225	0,319	0,4	0,467	0,521	0,566	0,603	—	—
	μ	0,007	0,0092	0,0121	0,0146	0,0172	0,0198	0,0223	—	—
	λ	0,0079	0,0149	0,0242	0,0358	0,0495	0,0657	0,0828	—	—
Водород	c	3,39	3,45	3,46	3,47	3,48	3,5	3,53	3,57	3,61
	μ	0,0084	0,0103	0,0121	0,0139	0,0154	0,0169	0,0183	0,0197	0,021
	λ	0,15	0,186	0,222	0,258	0,294	0,33	0,366	0,402	0.438
Водяной пар	c	0,444	0,452	0,469	0,478	0,493	0,509	0,526	0,543	0,56
	μ	0,0085	0,0123	0,0161	0,0198	0,0232	0,0266	0,0299	0,0331	0,0361
	λ	0,0139	0,0206	0,0284	0,0373	0,0473	0,0584	0,0707	0,0842	0,0988
Воздух	c	0,24	0,241	0,245	0,25	0,255	0,261	0,266	0.271	0,276
	μ	0,0171	0,0218	0,0259	0,0294	0,0328	0,0357	0,0384	0,0411	0,0437
	λ	0,021	0,0276	0,0338	0,0396	0,0448	0,0494	0,0535	0,0572	0,0606
Двуокись серы	c	0,145	0,158	0,17	0,18	0,187	0,193	0,197	0,2	0,203
	μ	0,0121	0,0161	0,02	0,0238	0,0275	0,0313	0,035	0,0386	0,0421
	λ	0,0072	0,0106	0,0143	0,0182	0,0222	0,0264	0,0308	0,0353	0,0398
Двуокись углерода	c	0,195	0,218	0,237	0,252	0,265	0,276	0,285	0,292	0,298
	μ	0,0138	0,0184	0,0226	0,0264	0,0299	0,0332	0,0362	0,0381	0,0418
	λ	0,0126	0,0196	0,0266	0,0336	0,0406	0,0472	0,0534	0,0592	0,0646

Вещество	Свойства	Температура, °C 0	100	200	300	400	500	600	700	800
Кислород	c	0,219	0,223	0,23	0,238	0,245	0,25	0,255	0,259	0,263
	μ	0,0192	0,0244	0,029	0,0331	0,0369	0,0403	0,0435	0,0465	0,0493
	λ	0,0212	0,0283	0,035	0,0413	0,0473	0,0529	0,058	0,0626	0,0668
Метан	c	0,517	0,585	0,67	0,758	0,843	0,921	0,992	1,06	1,11
	μ	0,0104	0,0133	0,0161	0,0185	0,0208	0,0227	0,0246	0,0265	0,0282
	λ	0,026	0,0355	0,0446	0,0536	0,0621	0,0704	0,0785	0,0864	0,094
Метиловый спирт	c	0,341	0,412	0,477	0,536	0,591	0,643	0,693	—	—
	μ	0,0088	0,0123	0,0157	0,0191	0,0226	0,0261	0,0296	—	—
	λ	0,011	0,0188	0,0283	0,0394	0,052	0,066	0,0813	—	—
Окись азота	c	0,227	0,234	0,241	0,247	0,252	0,258	0,262	0,266	0,271
	μ	0,018	0,0229	0,0268	0,0306	0,034	0,037	0,04	0,0428	0,0453
	λ	0,0178	0,0236	0,0285	0,0328	0,0373	0,0412	0,045	0,0482	0,0513
Окись углерода	c	0,248	0,25	0,253	0,258	0,264	0,27	0,276	0,282	0,0286
	μ	0,0166	0,0209	0,0246	0,0278	0,0309	0,0338	0,0363	0,0387	0,041
	λ	0,02	0,0259	0,0314	0,0366	0,0417	0,0465	0,0513	0,0559	0,0603
Сероводород	c	0,238	0,247	0,258	0,269	0,282	0,294	0,305	0,316	0,326
	μ	0,0117	0,0161	0,0201	0,0241	0,0273	0,0304	0,0335	0,0365	0,0393
	λ	0,0103	0,0142	0,0177	0,0212	0,0241	0,0268	0,0296	0,0322	0,0346
Толуол	c	0,246	0,337	0,418	0,489	0,548	0,598	0,638	—	—
	μ	0,0066	0,0089	0,011	0,0132	0,0154	0,0175	0,0196	—	—
Хлор	c	0,225	0,236	0,242	0,246	0,248	0,25	0,252	0,253	0,254
	μ	0,0122	0,0168	0,021	0,0254	0,0287	0,0322	0,0356	0,0387	0,0416
	λ	0,0062	0,0085	0,0107	0,0129	0,0146	0,0164	0,0181	0,0197	0,0212
Хлористый водород	c	0,191	0,191	0,192	0,193	0,196	0,199	0,203	0,207	0,21
	μ	0,0132	0,0182	0,0229	0,0277	0,0313	0,0353	0,0388	0,0423	0,0456
Четыреххлористый углерод	c	0,124	0,14	0,148	0,153	0,156	0,159	0,161	—	—
	μ	0,0092	0,0123	0,0153	0,0182	0,0212	0,024	0,0269	—	—
	λ	0,0052	0,0075	0,01	0,0126	0,0153	0,0182	0,0211	—	—
Этилен	c	0,336	0,415	0,493	0,572	0,65	0,729	0,808	0,886	0,965
	μ	0,0096	0,0127	0,0156	0,0182	0,0206	0,0228	0,0249	0,0268	0,0287
	λ	0,0141	0,0254	0,038	0,0511	0,0651	0,0794	0,0932	0,106	0,116
Этиловый спирт	c	0,32	0,403	0,48	0,554	0,624	0,691	0,756	—	—
	μ	0,0079	0,0108	0,0137	0,0167	0,0197	0,0226	0,0257	—	—
	λ	0,0111	0,0198	0,0302	0,043	0,0574	0,0738	0,0924	—	—
Этиловый эфир	c	0,344	0,44	0,531	0,618	0,703	0,782	0,862	—	—
	μ	0,0069	0,0093	0,0117	0,014	0,0165	0,0188	0,0212	—	—
	λ	0,0112	0,0196	0,0303	0,043	0,0579	0,0743	0,093	—	—

Давление паров над жидкостями (в *мм рт. ст.*)

Вещество	Давление пара при температуре, °C													
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
Анилин	—	—	—	—	—	2,4	5,7	10,6	18	29,2	45,7	69,2	96,6	145
Ацетон	66,8	116	185	283	422	613	861	1190	1611	2142	2797	3594	4547	5670
Бензол	26,5	45,4	74.7	118	181	269	389	547	754	1016	1344	1748	2238	2825
Бутиловый спирт	—	—	4,4	9,5	18,6	33.7	59,2	112	165	255	386	572	833	1150
Вода	4,6	9,2	17,5	31,8	55,3	92,5	149	234	355	526	760	1075	1489	2026
Дихлорэтан	20.7	34,1	60,5	97,7	152	229	338	480	664	906	1220	1600	2040	2580
Изопропиловый спирт	8,9	17	32,4	59,1	106	177	289	455	692	1021	1460	2020	2790	3800
Метиловый спирт	29.6	54,7	96	160	261	406	625	927	1341	1897	2621	3651	4751	6242
Муравьиная кислота	—	18,9	33,1	52,2	82,6	126	190	280	398	552	753	—	—	—
Нитробензол	—	—	—	—	—	—	—	4,8	7,5	12,9	20,9	32,5	48	69,5
Сероуглерод	128	198	298	435	618	857	1165	1552	2033	2619	3385	4220	5250	6440
Толуол	9.7	18,2	25,5	39.5	64	98	147	204	299	408	571	751	973	1350
Уксусная кислота	—	—	11,7	20,6	34,8	56,6	88,9	136	202	294	417	581	794	1068
Фенол (расплавленный)	—	—	—	—	—	2	4,2	8,4	14,7	24,6	40,4	64,7	99,2	145
Хлорбензол	2,5	4,9	8,8	15,5	26	42	65,5	97,9	145	208	293	403	543	719
Хлороформ	61	101	106	246	366	526	740	1019	1403	1865	2429	3111	3926	4885
Четыреххлористый углерод	33	56	91	143	216	317	451	622	843	1122	1463	1880	2391	3002
Этилацетат	24,3	42,7	72,8	119	186	282	415	596	833	1130	1515	1995	2585	3300
Этиловый спирт	12,2	23,6	43,9	78,8	135	222	353	543	813	1187	1692	2360	3223	4320
Этиловый эфир	185	292	442	647	921	1276	1728	2294	2991	3840	4859	6070	7496	9157

Теплота испарения жидкостей (в *ккал/кг*)

коэффициент пересчета в единицы СИ: [*ккал/кг*] · 4190 = *дж/кг*

Вещество	Теплота испарения при температуре, °C							
	0	20	40	60	80	100	120	140
Аммиак	302	284	263	238	208	169	113	—
Ацетон	135	132	128	124	118	113	107	100
Бензол	107	104	101	97,5	94,3	90,5	86,7	82,6
Бутиловый спирт	168	164	160	156	151	146	140	134
Двуокись серы	91,9	84	76	67,6	59	50	39,9	31,4
Изопропиловый спирт	185	179	173	167	160	152	144	133
Метиловый спирт	286	280	273	265	253	242	227	213
Сероуглерод	89,4	87,6	85,1	82,2	79,1	75,5	71,7	67,4
Толуол	99	97,3	95,1	92,8	90,5	88	85,2	82,1
Уксусная кислота	—	84,1	87,2	89,6	91,6	93,1	93,2	91,8
Фреон Ф-12	37	34,6	31,6	27,9	23,3	16,2	7,5	—
Фтор	63,6	60,4	56,9	53	48,4	42,2	33,3	17
Хлорбензол	89,7	88,2	86,5	84,6	82,7	80,7	78,7	76,5
Хлороформ	64,8	62,8	61	59,1	57,2	55,2	53,2	51,2
Четыреххлористый углерод	52,1	51	49,7	48,2	46,2	44,3	42,3	40,1
Этилацетат	102	98,2	95,3	92,1	88,7	84,9	80,6	75,7
Этиловый спирт	220	218	215	210	203	194	182	170
Этиловый эфир	92,5	87,5	82,7	77,9	72,5	67,4	61,4	54,5

Физические свойства насыщенного водяного пара

коэффициенты пересчета в СИ:
p — ($кгс/см^2$) · 9,81 · 10^4 = $н/м^2$; r, i' — ($ккал/кг$) · 4190 = $дж/кг$;
c_p — [$ккал/(кг \cdot град)$] · 4190 = $дж/(кг \cdot град)$;
λ — [$ккал/(м \cdot ч \cdot град)$] · 1,16 = $вт/(м \cdot град)$;
μ — ($кгс \cdot сек/м^2$) · 9,81 = $н \cdot сек/м^2$

Температура t, °С	Давление p, $кгс/см^2$	Плотность ρ, $кг/м^3$	Теплота парообразования r, $ккал/кг$	Удельная теплоемкость c_p, $ккал/(кг \cdot град)$	Энтальпия i', $ккал/кг$	Теплопроводность $\lambda \cdot 10^2$, $ккал/(м \cdot ч \cdot град)$	Коэффициент температуропроводности $a \cdot 10^3$, $м^2/ч$	Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^6$, $кгс \cdot сек/м^2$	Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6$, $м^2/сек$	Критерий Прандтля Pr
100	1,03	0,598	538,9	0,48	639,4	2,08	71,0	1,23	20,15	1,02
110	1,46	0,827	532,4	0,49	643,3	2,23	54,4	1,28	15,20	1,00
120	2,13	1,112	525,7	0,50	647,0	2,37	42,1	1,34	11,70	0,99
130	2,75	1,496	518,9	0,52	650,6	2,53	32,5	1,39	9,11	1,01
140	3,69	1,967	511,9	0,53	653,9	2,65	25,4	1,44	7,18	1,02
150	4,85	2,548	504,9	0,55	657,0	2,85	20,3	1,50	5,76	1,02
160	6,30	3,260	497,0	0,57	659,9	3,00	16,15	1,55	4,67	1,04
170	8,08	4,122	489,2	0,59	662,4	3,18	13,05	1,61	3,83	1,06
180	10,23	5,157	481,0	0,61	664,6	3,30	10,50	1,67	3,18	1,09
190	12,80	6,392	472,5	0,65	666,4	3,53	8,56	1,72	2,64	1,11
200	15,86	7,857	463,5	0,68	667,7	3,71	6,94	1,77	2,21	1,15
210	19,46	9,585	454,0	0,72	668,6	3,88	5,63	1,82	1,86	1,19
220	23,66	11,61	443,9	0,76	669,0	4,04	4,57	1,87	1,58	1,24
230	28,52	13,98	433,3	0,81	668,8	4,26	3,76	1,92	1,35	1,29
240	34,15	16,75	421,9	0,87	668,0	4,47	3,08	1,98	1,16	1,35
250	40,56	19,98	409,8	0,92	666,4	4,68	2,55	2,03	0,997	1,41
260	47,87	23,74	396,8	1,00	664,2	4,88	2,08	2,09	0,864	1,52
270	56,41	28,11	382,9	1,09	661,2	5,15	1,69	2,15	0,750	1,60
280	65,46	33,22	368,2	1,19	657,3	5,43	1,37	2,22	0,654	1,72
290	75,92	39,18	352,2	1,33	652,6	5,74	1,11	2,28	0,574	1,86
300	87,61	46,24	335,1	1,48	646,8	6,03	0,88	2,35	0,499	2,03
310	100,64	54,64	316,2	1,69	640,1	6,54	0,71	2,42	0,435	2,21
320	115,13	64,79	295,2	1,94	632,5	7,00	0,56	2,50	0,379	2,45
330	131,18	77,20	271,8	2,34	623,5	7,57	0,42	2,59	0,329	2,83
340	149,00	92,90	244,9	2,80	613,5	8,20	0,316	2,70	0,294	3,24
350	168,63	113,6	213,0	4,00	601,1	9,20	0,203	2,84	0,245	4,35
360	190,42	143,6	171,9	5,00	583,4	10,60	0,148	3,03	0,207	5,05
370	214,68	200,0	107,0	7,00	549,8	13,20	0,095	3,36	0,163	6,20

Физические свойства воды при температуре кипения

коэффициенты пересчета в СИ:
p — ($кгс/см^2$) · 9,81 · 10^4 = $н/м^2$; r, i' — ($ккал/кг$) · 4190 = $дж/кг$;
c_p — [$ккал/(кг \cdot град)$] · 4190 = $дж/кг \cdot град$;
λ — [$ккал/(м \cdot ч \cdot град)$] · 1,16 = $вт/(м \cdot град)$;
μ — [($кгс \cdot сек)/м^2$] · 9,81 = $н \cdot сек/м^2$

Температура t, °С	Давление p, $кгс/м^2$	Плотность ρ, $кг/м^3$	Удельная теплоемкость c_p, $ккал/(кг \cdot град)$	Энтальпия i', $ккал/кг$	Теплопроводность λ, $ккал/(м \cdot ч \cdot град)$	Коэффициент температуропроводности $a \cdot 10^4$, $м^2/ч$	Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^6$, $кгс \cdot сек/м^2$	Кинематическая вязкость $\nu \cdot 10^6$, $м^2/ч$	Коэффициент объемного расширения $\beta \cdot 10^4$, $град^{-1}$	Критерий Прандтля Pr
0	1	999,8	1,012	0	0,474	4,7	182,5	1,790	0,63	13,7
10	1	999,6	1,006	10	0,494	4,9	133,0	1,300	0,88	9.56
20	1	998,2	1,004	20	0,515	5,1	102,0	1,000	2,07	7,06
30	1	995,6	1,003	30	0,531	5,3	81,7	0,805	3,04	5,5
40	1	992,2	1,003	40	0,545	5,5	66,6	0,659	3,90	4,3
50	1	988,0	1,003	50	0,557	5,6	56,0	0,556	4,6	3,56
60	1	983,2	1,004	60	0,567	5,8	48,0	0,479	5,3	3,00
70	1	977,7	1,006	70	0,574	5,8	41,4	0,415	5,8	2,56
80	1	971,8	1,007	80	0,580	5,9	36,3	0,366	6,3	2,23
90	1	965,3	1,009	90	0,585	6,0	32,1	0,326	7,0	1,95
100	1,03	958,3	1,010	100	0,587	6,1	28,8	0,295	7,5	1,75
110	1,46	951,0	1,012	110,1	0,589	6,1	26,0	0,268	8,0	1,58
120	2,02	943,1	1,015	120,3	0,590	6,2	23,5	0,244	8,6	1,43
130	2,75	934,8	1,020	130,5	0,590	6,2	21,6	0,226	9,2	1,32
140	3,68	926,1	1,025	140,7	0,589	6,2	20,0	0,212	9,7	1,23
150	4,85	916,9	1,032	151,0	0,588	6,2	18,9	0,202	10,3	1,17
160	6,30	907,4	1,040	161,2	0,587	6,2	17,7	0,191	10,8	1,10
170	8,08	897,3	1,048	171,8	0,584	6,2	16,6	0,181	11,5	1,05
180	10,23	886,9	1,057	182,3	0,580	6,2	15,6	0,173	12,2	1,01
190	12,80	876,0	1,066	192,9	0,576	6,2	14,8	0,166	12,9	0,97
200	15,86	864,7	1,078	203,5	0,570	6,1	14,1	0,160	13,6	0,94
210	19,46	852,8	1,10	214,3	0,563	6,0	13,1	0,154	14,6	0,92
220	23,66	840,3	1,11	225,1	0,555	6,0	12,8	0,149	15,6	0,90
230	28,53	827,3	1,12	236,1	0,548	6,0	12,2	0,145	16,7	0,88
240	34,14	813,6	1,13	247,1	0,540	5,9	11,7	0,141	17,9	0,86
250	40,56	799,2	1,16	258,3	0,531	5,7	11,2	0,137	19,4	0,86
260	47,87	784,0	1,18	269,6	0,520	5,6	10,8	0,135	21,2	0,86
270	56,14	767,9	1,20	281,1	0,507	5,5	10,4	0,133	22,3	0,87
280	65,46	750 7	1,25	292,7	0,494	5,3	10,0	0,131	24,0	0,89
290	75,92	723,3	1,30	304,4	0,480	5,0	9,6	0,129	25,7	0,92
300	87,61	712,5	1,38	316,6	0,464	4,7	9,3	0,128	31,4	0,98
310	100.64	690,6	1,47	329,3	0'446	4,4	9,0	0,128	36,0	1,05
320	115,12	667,1	1,57	343,0	0,425	4,1	8,7	0,128	40,0	1,13
330	131,18	640,2	1,72	357,5	0,402	3,7	8,3	0,127	45	1,25
340	148,96	609,4	1,95	373,3	0,376	3,2	7,9	0,127	61	1,45
350	168,63	672,0	2,20	390,8	0,344	2,7	7,4	0,127	69	1,67
360	190,42	524,0	2,43	314,0	0,306	2,4	6,8	0,127	112	1,91
370	214,68	448,0	2,68	451,0	0,252	2,1	5,8	0,127	314	2,18

Давление водяного пара (в *мм рт. ст.*)

Температура, °C	Давление	Температура, °C	Давление	Температура, °C	Давление	Температура, °C	Давление
1	4,926	50	92,51	99	733,24	148	3 385,8
2	5,294	51	97,20	100	760,00	149	3 476,2
3	5,685	52	102,09	101	787,51	150	3 570,5
4	6,101	53	107,20	102	815,86	155	4 076
5	6,543	54	112,51	103	845,12	160	4 336
6	7,013	55	118,04	104	875,06	165	5 256
7	7,513	56	123,80	105	906,07	170	5 941
8	8,045	57	129,82	106	937,92	175	6 694
9	8,609	58	136,08	107	970,60	180	7 520
10	9,209	59	142,60	108	1 004,42	185	8 424
11	9,844	60	149,38	109	1 038,92	190	9 413
12	10,518	61	156,43	110	1 074,56	195	10 489
13	11,231	62	163,77	111	1 111,2	200	11 659
14	11,987	63	171,38	112	1 148,7	205	12 929
15	12,788	64	179,31	113	1 187,4	210	14 305
16	13,634	65	187,54	114	1 227,3	215	15 793
17	14,530	66	196,09	115	1 268,0	220	17 396
18	15,477	67	204,96	116	1 309,9	225	19 123
19	16,477	68	214,17	117	1 353,0	230	20 978
20	17,535	69	223,73	118	1 397,2	235	22 968
21	18,650	70	233,7	119	1 442,6	240	25 101
22	19,827	71	243,9	120	1 489,1	245	27 381
23	21,068	72	254,6	121	1 536,8	250	29 818
24	22,377	73	265,7	122	1 586,0	255	32 418
25	23,756	74	277,2	123	1 636,4	260	35 188
26	25,209	75	289,1	124	1 687,8	265	38 133
27	26,739	76	301,4	125	1 740,9	270	41 261
28	28,349	77	314,1	126	1 795,1	275	44 581
29	30,043	78	327,3	127	1 850,8	280	48 104
30	31,824	79	341,0	128	1 907,8	285	51 838
31	33,695	80	355,1	129	1 966,4	290	55 799
32	35,663	81	369,7	130	2 026,2	295	59 994
33	37,729	82	384,9	131	2 087,4	300	64 433
34	39,898	83	400,6	132	2 150,4	305	69 114
35	42,175	84	416,8	133	2 214,6	310	74 024
36	44,565	85	433,6	134	2 280,8	315	79 230
37	47,067	86	450,9	135	2 347,3	320	84 687
38	49,692	87	468,7	136	2 416,3	325	90 448
39	52,442	88	487,1	137	2 488,2	330	96 512
40	55,324	89	506,1	138	2 560,7	335	102 881
41	58,34	90	525,76	139	2 634,8	340	109 592
42	61,50	91	546,05	140	2 710,9	345	116 614
43	64,80	92	566,99	141	2 788,4	350	124 001
44	68,26	93	588,60	142	2 867,5	355	131 730
45	71,88	94	610,90	143	2 948,8	360	139 893
46	75,65	95	633,90	144	3 031,6	365	148 519
47	79,60	96	657,92	145	3 116,8	370	157 692
48	83,71	97	682,07	146	3 203,4	374	165 467
49	88,02	98	707,27	147	3 292,3		

Теплопроводность и плотность некоторых твердых материалов в интервале температур 0—100° С

Материал	Плотность, *кг/м³*	Теплопроводность	
		вт/(м·град)	*ккал/(м·ч·град)*
Алюминий	2 700	203,5	175
Асбест	600	0,151	0,13
Бетон	2 300	1,28	1,1
Бронза	8 000	64	55
Войлок	300	0,047	0,04
Еловая древесина			
поперек волокон	600	0,140—0,174	0,12—0,15
вдоль волокон		0,384	0,33
Кладка из красного кирпича	1 700	0,698—0,814	0,6—0,7
Кирпич (кладка)			
огнеупорный	1 840	1,05	0,9
теплоизоляционный	600	0,116—0,209	0,1—0,18
Краска масляная	—	0,233	0,2
Лед	920	2,33	2
Латунь	8 500	93	80
Медь	8 800	384	330
Накипь	—	1,163—3,49	1—3
Окись магния, порошок	216	0,070	0,06
Опилки древесные	230	0,070—0,093	0,06—0,08
Песок сухой	1 500	0,349—0,814	0,3—0,7
Пробка, крошка	160	0,047	0,04
Свинец	11 400	34,9	30
Сталь	7 850	46,5	40
Сталь нержавеющая	7 900	17,5	15
Стекло	2 500	0,698—0,814	0,6—0,7
Стекловата	200	0,035—0,070	0,03—0,06
Торф, плиты	220	0,064	0,055
Фаолит	1 730	0,419	0,36
Чугун	7 500	46,5—93,0	40—80
Шлаковата	250	0,074	0,065
Эмаль	2 350	0,872—1,163	0,75—1,0

ПРИЛОЖЕНИЕ XIII

Ориентировочные значения тепловой проводимости (λ/δ) отложений (накипи)

Теплоноситель	Тепловая проводимость (λ/δ), *вт/(м²·град)* *
Вода	
дистиллированная	11 000
морская	6 000—10 000 *
очищенная и умягченная	3 000—6 000 *
озерная, колодезная, водопроводная	3 000—6 000 *
речная чистая	
$w > 1$ *м/сек*	1 800—3 000 *
$w > 2$ *м/сек*	3 000—5 000 *
Воздух	3 000
Нефтепродукты	1 200
Нефтепродукты чистые, масло, органические теплоносители, жидкие хладоагенты (NH_3, фреон и т. д.)	5 000
Пар водяной	11 000
Пар водяной с примесями масла	6 000
Пары органических веществ	11 000

* Меньшие величины соответствуют температурам выше 50° С.

ПРИЛОЖЕНИЕ XIV

Атомные объемы [в *см³/(г · атом)*]

Элементы и структура соединения	Атомный объем	Элементы и структура соединения	Атомный объем
Азот	15,5	Кислород	
Азот		в кислотах	12,0
в первичных аминах	10,5	в соединениях с серой, фосфором или азотом	8,3
во вторичных аминах	12,0	Кольцо трехчленное	−6,0
Вода	18,8	Кольцо четырехчленное	−8,5
Водород		Кольцо пятичленное	−11,5
атомарный	3,7	Кольцо шестичленное	−15
молекулярный	7,15	Кольцо нафталиновое	−30
Воздух	14,8	Кольцо антраценовое	−47,5
Кислород		Сера	25,6
в соединениях с двойной связью	7,4	Углерод	14,8
в альдегидах и кетонах	7,4	Хлор	
в метиловых эфирах	9,1	в конце углеродной цепи (R—Cl)	21,6
в этиловых эфирах	9,9	в середине углеродной цепи (R—CHCl—R′)	24,6
в высших и сложных эфирах	11,0		

ПРИЛОЖЕНИЕ XV

Мольные объемы * (в *см³/моль*)

Вещество	Мольный объем	Вещество	Мольный объем	Вещество	Мольный объем
H_2	14,3	SO_2	44,8	H_2S	32,9
O_2	25,6	NO	23,6	COS	51,5
N_2	31,2	N_2O	36,4	Cl_2	48,4
Воздух	29,9	NH_3	25,8	Br_2	53,2
CO	30,7	H_2O	18,9	I_2	71,5
CO_2	34,0				

* Для кипящей жидкости при $p = 1$ *атм.*

ПРИЛОЖЕНИЕ XVI

Коэффициенты диффузии *

В газовой фазе при $t = 0°$ С; $p = 1$ *ат*			В жидкой фазе при $t = 20°$ С		
система	коэффициент диффузии D_{AB}		система	коэффициент диффузии $D_{AB} \cdot 10^5$	
	см²/сек	*м²/ч*		*см²/сек*	*м²/ч*
$NH_3(17)$ — воздух(29)	0,198	0,0731	$N_2(28) - H_2O(18)$	1,64	0,590
$H_2O(18) - H_2(2)$	0,7516	0,2706	$HNO_3(63) - H_2O(18)$	2,6	0,936
$H_2O(18)$ — воздух(29)	0,220	0,0792	$NH_3(17) - H_2O(18)$	1,76	0,634
$H_2O(18) - CO_2(44)$	0,1387	0,0499	$C_2H_2(26) - H_2O(18)$	1,56	0,562
$H_2(2) - N_2(28)$	0,674	0,2426	$Br_2(160) - H_2O(18)$	1,2	0,432
$H_2(2)$ — воздух(29)	0,611	0,220	$H_2(2) - H_2O(18)$	5,13	1,847
$H_2(2) - CO_2(44)$	0,550	0,1980	$NaOH(40) - H_2O(18)$	1,51	0,544
$H_2(2) - SO_2(64)$	0,480	0,1728	Глюкоза(180) — $H_2O(18)$	0,60	0,216
$H_2(2) - H_2O(18)$	0,535	0,1926	$CO_2(44) - H_2O(18)$	1,77	0,637
$H_2(2) - CH_2(16)$	0,625	0,2250	$CO_2(44) - C_2H_5OH(46)$	3,4	1,22
$H_2(2) - O_2(32)$	0,697	0,2509	$N_2O(44) - H_2O(18)$	1,51	0,544
$H_2(2) - CO(28)$	0,651	0,2344	$O_2(32) - H_2O(18)$	1,80	0,648
$H_2(2) - C_2H_6(30)$	0,459	0,1652	$CH_3OH(32) - H_2O(18)$	1,28	0,461
$H_2(2) - C_2H_4(28)$	0,486	0,1750	$C_3H_7OH(60) - H_2O(18)$	0,87	0,313
$He(4) - Ar(40)$	0,641	0,2308	$H_2SO_4(98) - H_2O(18)$	1,73	0,623
$CO_2(44)$ — воздух(29)	0,138	0,0497	$H_2S(34) - H_2O(18)$	1,41	0,508
$CO_2(44) - CH_4(16)$	0,153	0,0551	$Cl_2(71) - H_2O(18)$	1,22	0,439
$N_2O(44) - CO_2(44)$	0,096	0,0346	$HCl(36) - H_2O(18)$	2,64	0,950
$I_2(254) - N_2(28)$	0,0654	0,0235	$NaCl(58) - H_2O(18)$	1,35	0,486
$I_2(254)$ — воздух(29)	0,097	0,0349	$CHCl_3(119) - C_6H_6(78)$	2,11	0,760
$O_2(32) - N_2(28)$	0,181	0,0652	$C_2H_5OH(46) - H_2O(18)$	1,00	0,360
$O_2(32)$ — воздух(29)	0,178	0,0641	$SO_2(64) - H_2O(18)$	1,47	0,529
$O_2(32) - CO_2(44)$	0,139	0,0500	Глицерин(92) — $H_2O(18)$	0,72	0,259
$O_2(32) - CO(28)$	0,185	0,0666	Фенол(98) — $H_2O(18)$	0,84	0,302
$CO(28) - CO_2(44)$	0,137	0,0493	Фенол(98) — $C_2H_5OH(46)$	0,80	0,288
$CO(28) - C_2H_4(28)$	0,116	0,0418	Фенол(98) — $C_6H_6(78)$	1,04	0,554

* В скобках приведены молекулярные веса; коэффициенты диффузии в жидкой фазе относятся к разбавленным растворам компонента *A* в компоненте *B*.

ПРИЛОЖЕНИЕ XVII

Значения определяющего размера $l_0 = (\mu^2/\rho^2 g)^{1/3}$ для воды (в м)

t, °C	$l_0 \cdot 10^6$	t, °C	$l_0 \cdot 10^6$	t, °C	$l_0 \cdot 10^6$	t, °C	$l_0 \cdot 10^6$
0	68,83	70	25,99	140	16,60	200	13,76
10	55,77	80	23,90	150	16,08	210	13,42
20	46,76	90	22,12	160	15,48	220	15,15
30	40,41	100	20,63	170	15,00	230	12,88
40	35,34	110	19,42	180	14,48	240	12,65
50	31,59	120	18,26	190	14,08	250	12,43
60	28,59	130	17,36				

ПРИЛОЖЕНИЕ XVIII

Значения констант c и m в уравнении (III. 78)

№	Тип мешалки	Схема	$\frac{D_{вн}}{d}$	$\frac{h_з}{d}$	$\frac{h_{вн}}{d}$	c	m	Примечание
		D, d, H, y						
1	Широколопастная	0,886d; d	2	2	0,36	111,0 14,35	1,0 0,31	Re < 20 10^2 < Re < < $5 \cdot 10^4$ при Re < $5 \cdot 10^4$ ξ = 0,525
2	Двухлопастная прямая	0,25d; d	3	3	0,33	6,8	0,20	
3	Двухлопастная с наклоном вниз под углом 45°	0,25d; d	3	3	0,33	0,45	0,20	
4	Четырехлопастная прямая	0,25d; d	3	3	0,33	8,52	0,20	

Продолжение

№	Тип мешалки	Схема	$\frac{D_{вн}}{d}$	$\frac{h_з}{d}$	$\frac{h_{вн}}{d}$	c	m	Примечание
5	Четырехлопастная с наклоном вниз под углом 45°	d; 0,25d	3	3	0,33	5,05	0,20	
6	Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 45°	d; 0,25d	3	3	0,33	4,42	0,20	
7	Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 60°	0,25d; 60°; d	3	3	0,5	6,30	0,18	
7а	Четырехлопастная с наклоном вверх под углом 45°		3	3	0,5	3,18	0,15	Re > 10^3
8	Шестилопастная	0,365d; 0,066d; d	1,11	1,11	0,11	12,50	0,25	
9	Якорная	0,066d; 0,066d; 0,44d; d	1,11	1,11	0,11	6,20	0,25	

№	Тип мешалки		$\frac{D_{вн}}{d}$	$\frac{h_з}{d}$	$\frac{h_{вн}}{d}$	c	m	Примечание
10	Якорная двойная	0,066d 0,165d 0,066d d	1,11	1,11	0,11	6,00	0,25	
11	Пропеллерная двухлопастная под углом 22,5°	d	3	3	0,33	0,985	0,15	
12	Пропеллерная трехлопастная		3,8	3,5	1	2,30 4,63 1,19	1,67 0,35 0,15	Re < 30 Re < $3 \cdot 10^3$ Re > $3 \cdot 10^3$
13	Закрытая турбинная с центральным входным отверстием диаметром 37 *мм*		3	3	0,33	3,90	0,20	
14	Специальная для систем газ — жидкость и суспензий	1,0d d	4	4	0,4	20,8	0,27	
15	Турбина с 6 лопатками и направляющим аппаратом	d	2,4	1,78	0,25	5,98	0,15	
16	Турбина с 12 лопатками и направляющим аппаратом		2,4	1,78	0,25	10,35	0,15	

ПРИЛОЖЕНИЕ XIX

Номограммы и графики

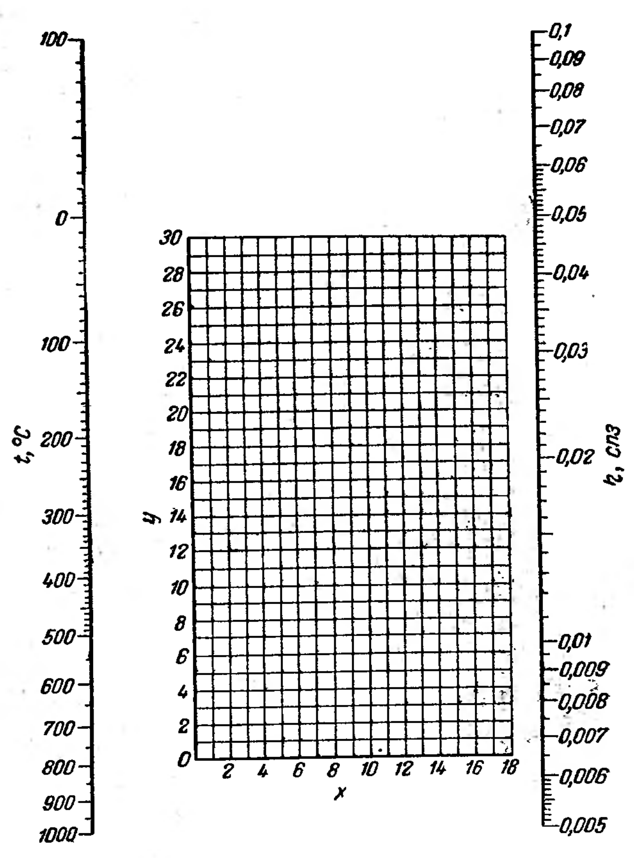


Рис. 1. Номограмма для определения вязкости газов μ при давлении 1 *ат*.

Примечание. Координаты точек на номограмме см. на стр. 444.

Координаты точек на номограмме рис. 1

Газ	X	Y	Газ	X	Y
Азот	10,6	20,0	Пропан	9,7	12,9
Аммиак	8,4	16,0	Пропилен	9,0	13,8
Аргон	10,5	22,4	Пропиловый спирт	8,4	13,4
Ацетилен	9,8	14,9	Ртуть	5,3	22,9
Ацетон	8,9	13,0	Сернистый ангидрид	9,6	17,0
Бензол	8,5	13,2	Сероводород	8,6	18,0
Бром	8,9	19,2	Сероуглерод	8,0	16,0
Бромистоводородная кислота	8,8	20,9	Синильная кислота	9,8	14,9
Бутан	9,2	13,7	Соляная кислота	8,8	18,7
Бутилен	8,9	13,0	Толуол	8,6	12,4
Вода	8,0	16,0	2,3,3-триметилбутан	9,5	10,5
Водород	11,2	12,4	Уксусная кислота	7,7	14,3
Воздух	11,0	20,0	Фреон-11	10,6	15,1
Синтез-газ ($3H_2 + N_2$)	11,2	17,2	Фреон-12	11,1	16,0
Гексан	8,6	11,8	Фреон-21	10,8	15,3
Гелий	10,9	20,5	Фреон-22	10,1	17,0
Двуокись азота	10,9	20,5	Фреон-113	11,3	14,0
Двуокись углерода	9,5	18,7	Фтор	7,3	23,8
Дициан	9,2	15,2	Хлористый нитрозил	8,0	17,6
Иод	9,0	18,4	Хлор	9,0	18,4
Иодистоводородная кислота	9,0	21,3	Хлороформ	8,9	15,7
Кислород	11,0	21,3	Хлористый этил	8,5	15,6
Ксенон	9,3	23,0	Этан	9,1	14,5
Метан	9,9	15,5	Этилацетат	8,5	13,2
Метиловый спирт	8,5	15,6	Этилен	9,5	15,1
Окись азота	8,8	19,0	Этиловый спирт	9,2	14,2
Окись углерода	11,0	20,0	Этиловый эфир	8,9	13,0
Пентан	7,0	12,8	Циклогексан	9,2	12,0

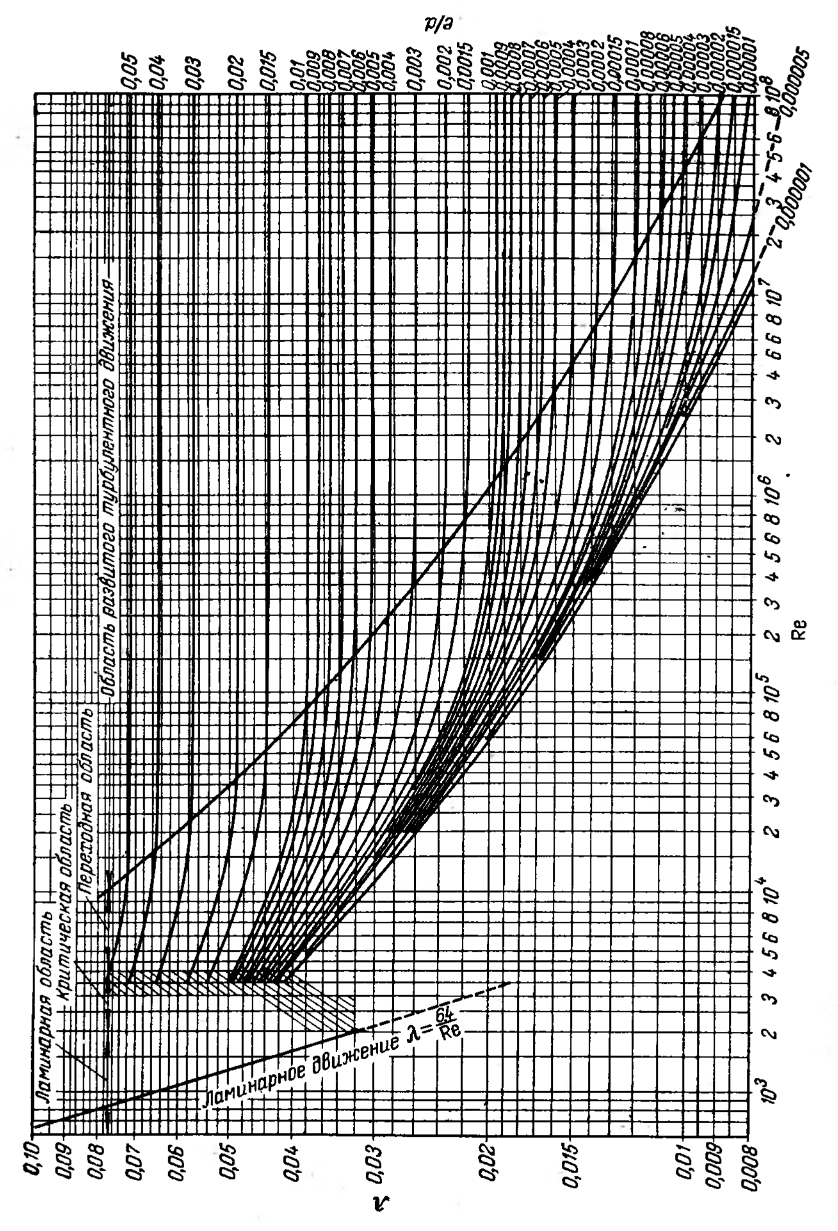
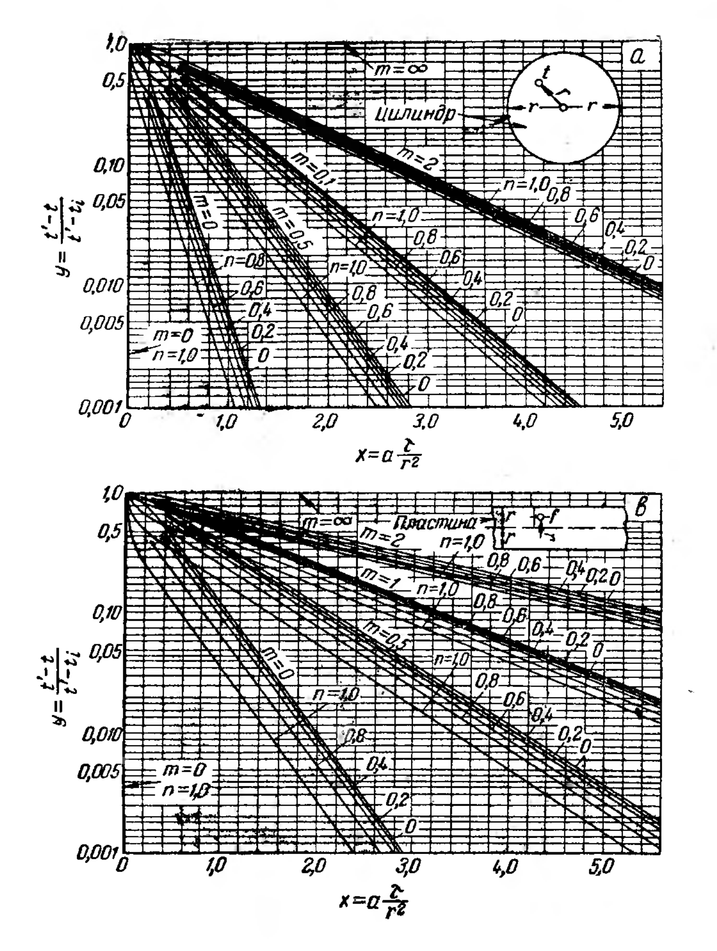


Рис. 2. Значения коэффициента трения λ для различных значений критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости при движении жидкости в трубопроводах.

$\mathrm{Re} = \frac{w_{cp}\, d_{экв}}{\nu}$

Рис. 3. Зависимость коэффициента трения от критерия Re при течении жидкости в межтрубном пространстве теплообменников.



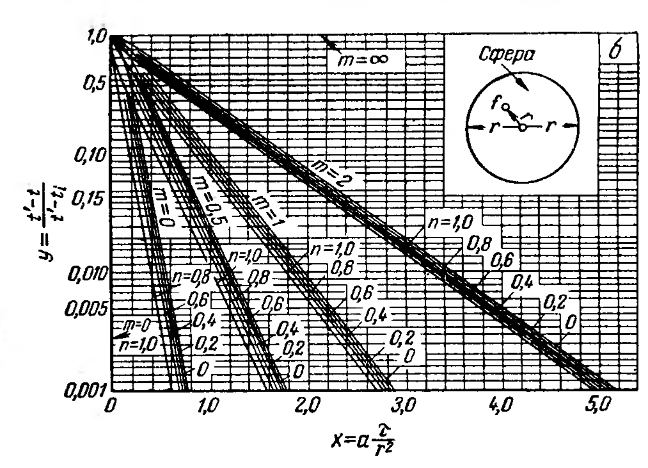


Рис. 4. Диаграмма Гарни — Лури:
а — для цилиндра; *б* — для шара; *с* — для пластины.

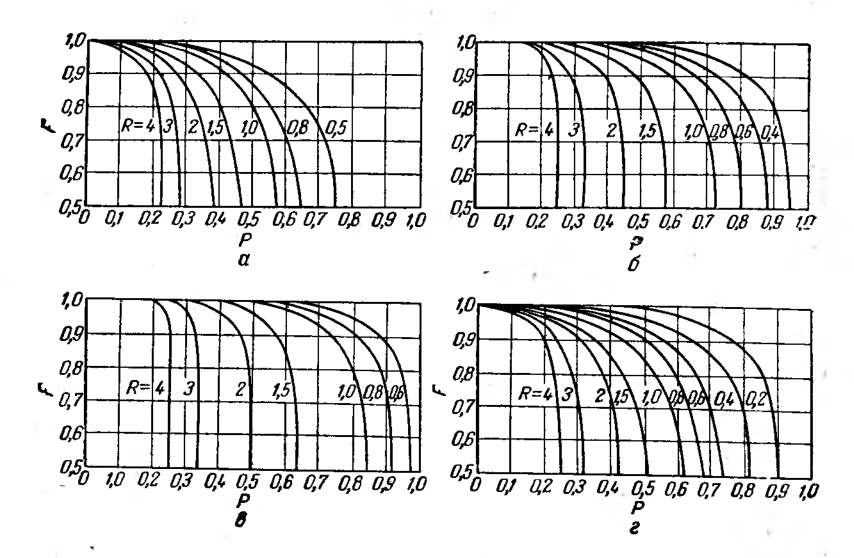


Рис. 5. Днаграммы для расчета многоходовых теплообменников.

а — один ход в межтрубном и два или более ходов в трубном пространствах; *б* — два хода в межтрубном и четыре или более ходов в трубном пространствах; *в* — четыре хода в межтрубном и восемь или более ходов в трубном пространствах; *г* — перекрестный ток: один ход в трубном пространстве и один ход перпендикулярно трубам.